



TUGAS DESAIN PABRIK KIMIA - TK184803

**PRA DESAIN PABRIK DIETIL KARBONAT DARI
CO₂, ETANOL, DAN ETILEN OKSIDA**

Oleh :

Anisa Fatma Aulia

NRP. 02211640000081

Ayyub Choirul Annas

NRP. 02211640000100

Dosen Pembimbing :

Prof. Dr. Ir. Kuswandi, DEA

NIP. 1958 06 12 1984 03 1003

Annas Wiguno, S.T., M.T.

NIP. 1989 11 25 2015 04 1001

**DEPARTEMEN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI DAN
REKAYASA SISTEM
INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER
SURABAYA
2020**



PLANT DESIGN PROJECT – TK184803

**PRELIMINARY DESIGN OF DIETHYL CARBONATE
PLANT FROM CO₂, ETHANOL, AND ETHYLENE
OXIDE**

Written By :

Anisa Fatma Aulia

NRP. 02211640000081

Ayyub Choirul Annas

NRP. 02211640000100

Advisors :

Prof. Dr. Ir. Kuswandi, DEA

NIP. 1958 06 12 1984 03 1003

Annas Wiguno, S.T., M.T.

NIP. 1989 11 25 2015 04 1001

**DEPARTEMENT OF CHEMICAL ENGINEERING
FACULTY OF INDUSTRIAL TECHNOLOGY AND
SYSTEMS ENGINEERING
SEPULUH NOPEMBER INSTITUTE OF
TECHNOLOGY
SURABAYA
2020**

LEMBAR PENGESAHAN

Laporan Tugas Desain Pabrik Kimia dengan judul:

**"PABRIK DIETIL KARBONAT DARI
CO₂, ETANOL, DAN ETILEN OKSIDA"**

Diajukan untuk memenuhi salah satu syarat memperoleh gelar Sarjana Teknik pada Program Studi S-1 Departemen Teknik Kimia Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya

Oleh :

Anisa Fatma Aulia
Ayyub Choirul Annas

02211640000081
02211640000100

Disetujui oleh Tim Penguji Tugas Desain Pabrik Kimia :

1. Prof. Dr. Ir. Kuswandi, DEA
(Pembimbing 1)
2. Annas Wiguno, S.T., M.T.
(Pembimbing 2)
3. Prof. Ir. Renanto, M.Sc., Ph.D
(Penguji)
4. Dr. Ir. Sumarno, M. Eng
(Penguji)
5. Rizky Tetrisyanda S.T., M.T.
(Penguji)

C. o. - 9
.....
.....
.....
.....
.....



Surabaya, 05 Februari 2020

INTISARI

Energi merupakan salah satu hal penting yang mempengaruhi perkembangan pertumbuhan negara. Bahan bakar minyak berbasis energi fosil merupakan salah satu energi yang kebutuhannya terus meningkat dari tahun ke tahun. Kebutuhan bahan bakar minyak mengikuti perkembangan sektor pembangunan khususnya sektor transportasi dan industri yang saat ini semakin pesat. Tidak dipungkiri lagi bahwa konsumsi bahan bakar fosil mempunyai dampak kepada lingkungan akibat senyawa-senyawa organik yang terkandung didalamnya. Banyaknya konsumsi bahan bakar mempengaruhi emisi gas buang yang dihasilkan dari hasil pembakaran pada bahan bakar tersebut, terlebih lagi pada sektor transportasi yang berdampak langsung pada lingkungan disekitarnya. Salah satu akibat dari emisi gas buang tersebut adalah efek rumah kaca.

Salah satu upaya untuk mengurangi emisi yang dihasilkan dari konsumsi bahan bakar tersebut adalah dengan penambahan zat aditif pada bahan bakar minyak. Terdapat beberapa senyawa yang sudah digunakan sebagai aditif, misalnya tetra ethyl lead (TEL) dan methyl-tertiary-butyl ether (MTBE). Namun setelah dipakai beberapa waktu, para peneliti menemukan kelemahan TEL yaitu dapat menimbulkan emisi bahan bakar yang membahayakan bagi kesehatan manusia, sedangkan MTBE memiliki kelarutan tinggi dalam air, sehingga dapat menimbulkan kerugian bagi manusia apabila terjadi kebocoran tangki SPBU maka bensin akan meresap ke dalam tanah, air tanah yang terminum manusia ini berbahaya karena telah tercemari oleh MTBE yang bersifat karsinogenik.

Diethyl carbonate (DEC) merupakan salah satu senyawa *oxygenate* yang menjadi alternatif zat aditif pada bahan bakar. DEC sendiri merupakan komponen komersial penting yang juga biasa disebut dengan Ethyl Carbonate atau Carbonic Acid Diethyl Ester. DEC adalah liquid tidak berwarna pada keadaan normal, zat kimia yang stabil, dengan titik didih 126 – 128 °C, dan densitas sebesar 0.975 (g/cm³). Selain itu, DEC mempunyai kandungan oksigen

yang lebih tinggi (40,6 wt%) dibandingkan dengan MTBE (18,2 wt%). Berdasarkan penelitian, DEC sebanyak 5 wt % dapat mengurangi materi partikulat pada mesin diesel sebanyak 50%. Sehingga penggunaan DEC mempunyai potensi tinggi dalam aspek ekonomi dan lingkungan. Lebih jauh lagi, DEC dapat diaplikasikan, sebagai solvent dari *polyamide*, *polyacrylonitrile* dan *diphenol resin* in the dalam industri serat sintesis, sebagai solvent dari *cellulose ether*, resin alami dan sintetis dalam industri percetakan tekstil dan pengecatan, sebagai *paint remover* dan dipakai secara luas sebagai elektrolit dalam baterai ion lithium.

Perkembangan produksi dari *Dethyl Carbonate* (DEC) merupakan hal yang baru dalam dunia industri, beberapa perusahaan memulai untuk memproduksi senyawa ini dengan berbagai metode dan terus berkembang hingga saat ini. Pada awal DEC mulai dikembangkan sebagai *fuel additive*. Setelah melewati beberapa dekade, produksi/manufaktur DEC semakin variatif dan semakin banyak penelitian yang berfokus pada sintesis DEC maupun penggunaan katalis yang terbaik dan membahas termodinamika reaksi dan kinetika reaksi dari proses tersebut. Pada pra desain pabrik ini kami akan mendesain pabrik *Diethyl Carbonate* dari Etanol, CO₂ dan Etilen Oksida. Konfigurasi proses pembuatan DEC dari Etanol, CO₂ , dan Etilen Oksida adalah sebagai berikut:

1. *Pre-treatment Unit*: Tahap persiapan bahan baku
2. *Synthesis Unit* : Tahap pembuatan DEC dengan reaksi bahan baku
3. *Separation Unit* : Tahap pemisahan produk dari non- produk
4. *Purification Unit* : Tahap pemurnian produk

Sedangkan produk DEC yang kita target adalah memiliki kemurnian 99.9% berat dengan kapasitas sekitar 220.000 ton per tahun. Selain DEC, pabrik ini juga memiliki by-product yang mempunyai nilai jual yaitu senyawa EG dengan kapasitas 120.000 ton per tahun, EC dengan kapasitas 1.000.000 ton per tahun, dan Cellosolve dengan kapasitas 13.000 ton per tahun.

Sumber dana investasi pabrik ini berasal dari modal sendiri sebesar 20% biaya investasi dan pinjaman jangka pendek sebesar 80% biaya investasi dengan bunga sebesar 5% per tahun. Dari analisa perhitungan ekonomi didapat hasil-hasil sebagai berikut :

- Investasi : **Rp 1.113.777.175.325 IDR**
- Internal Rate of Return : **36 % per tahun**
- Pay Out Time : **4,75 Tahun**
- Break Even Point : **31,8 %**
- NPV : **Rp 4.609.720.000,96 IDR**

Dari hasil analisa tersebut dan beberapa parameter sensitifitas yaitu biaya investasi, harga bahan baku, harga jual produk, dan kapasitas pabrik, terlihat bahwa parameter-parameter tersebut tidak memberikan pengaruh yang cukup signifikan terhadap kenaikan atau penurunan nilai IRR pabrik. Sehingga pabrik DEC dari dari Etanol, CO₂, dan Etilen Oksida ini layak untuk didirikan.

KATA PENGANTAR

Segala puji dan syukur atas kehadiran Tuhan Yang Maha Esa karena berkat Rahmat dan karunia-Nya yang telah memberi segala kemudahan dan kekuatan kepada penulis, sehingga penulis dapat menyelesaikan penyusunan Tugas Pra Desain Pabrik ini yang berjudul "Pabrik Dietil Karbonat dari CO₂, Etanol, dan Etilen Oksida" yang merupakan salah satu syarat kelulusan bagi mahasiswa Teknik Kimia FTIRS-ITS Surabaya.

Keberhasilan penulisan Tugas Pra Desain Pabrik ini tidak lepas dari dorongan dan bimbingan dari berbagai pihak. Untuk itu dalam kesempatan ini penulis mengucapkan terima kasih yang setulus-tulusnya kepada :

1. Bapak Prof. Dr. Ir. Kuswandi, DEA selaku Dosen Pembimbing Tugas Pra Desain Pabrik.
2. Bapak Annas Wiguno, S.T., M.T. selaku Dosen Pembimbing Tugas Pra Desain Pabrik.
3. Bapak Prof. Dr. Ir. Gede Wibawa, M.Eng. selaku Kepala Laboratorium Thermodinamika.
4. Ibu Dr.Eng Widiyastuti ST., M.T., selaku Ketua Departemen Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri dan Rekayasa Sistem, Institut Teknologi Sepuluh Nopember.
5. Bapak dan Ibu Dosen pengajar serta seluruh karyawan Departemen Teknik Kimia.
6. Orang Tua dan keluarga kami yang telah banyak memberikan dukungan baik moral maupun spiritual.
7. Teman-teman seperjuangan di Laboratorium Thermodinamika Teknik Kimia yang mengagumkan, terimakasih untuk segala support, bantuan dan kerjasamanya.
8. Teman-teman angkatan 2016 yang telah memberikan banyak support dan bantuan.

9. Semua pihak yang telah membantu penyelesaian Tugas Pra Desain Pabrik ini yang tidak dapat disebutkan satu persatu.

Semoga segala kebaikan dan keikhlasan yang telah diberikan mendapat balasan dari Tuhan YME. Penulis mengharapkan saran dan kritik yang bersifat membangun demi kesempurnaan dan untuk penelitian di masa yang akan datang.

Akhirnya, semoga tugas akhir ini dapat memberikan kontribusi yang bermanfaat bagi Penulis dan Pembaca khususnya.

Surabaya, Januari 2020

Penyusun

DAFTAR ISI

HALAMAN JUDUL	
LEMBAR PENGESAHAN	ii
INTISARI	iii
KATA PENGANTAR	v
DAFTAR ISI	vi
DAFTAR GAMBAR	viii
DAFTAR TABEL	ix
BAB I LATAR BELAKANG	I-1
BAB II BASIS DESAIN DATA	
II.1 Kapasitas Produksi	II-1
II.2 Lokasi kondisi lingkungan pabrik	II-3
II.3 Kualitas bahan baku dan produk	II-5
III.3.1 Bahan Baku	II-5
III.3.2 Target Produk	II-9
BAB III SELEKSI DAN URAIAN PROSES	
III.1 Seleksi Proses	III-1
III.1.1 Sintesa Produk DEC	III-1
III.1.2 Seleksi Proses Pemurnian Produk	III-10
III.2 Uraian Proses	III-14
III.2.1 Unit <i>Pre-Treatment</i>	III-14
III.2.2 Unit Sintesis	III-14
III.2.3 Unit Separasi	III-16
III.2.4 Unit Pemurnian Produk	III-17
BAB IV NERACA MASSA DAN ENERGI	IV-1
IV.1 Neraca Massa	IV-1
IV.2 Neraca Energi	IV-12
BAB V DAFTAR DAN HARGA PERALATAN	V-1
BAB VI ANALISA EKONOMI	
VI.1 Pengelolaan Sumber Daya Manusia	VI-1
VI.1.1 Bentuk Badan Perusahaan	VI-1
VI.1.2 Sistem Organisasi Perusahaan	VI-1
VI.1.3 Perincian Jumlah Tenaga Kerja	VI-9
VI.2 Utilitas	VI-10

VI.2.1 Unit Pengolahan Air.....	VI-11
VI.2.2 Unit Penyediaan Steam.....	VI-12
VI.2.3 Unit Pembangkit Tenaga Listrik.....	VI-13
VI.3 Analisa Ekonomi.....	VI-13
VI.3.1 Asumsi Perhitungan.....	VI-13
VI.3.2 Analisa Keuangan	VI-13
VI.3.3 Analisa Sensitivitas.....	VI-15
BAB VII KESIMPULAN.....	VII-1
DAFTAR PUSTAKA.....	P-1
APPENDIKS A NERACA MASSA.....	A-1
APPENDIKS B NERACA ENERGI.....	B-1
APPENDIKS C SPESIFIKASI ALAT.....	C-1
APPENDIKS D ANALISA EKONOMI	D-1

DAFTAR GAMBAR

Gambar II.1	Peta <i>Refinery Unit</i> PT Pertamina sebagai Target Pasar Pabrik DEC.....	II-3
Gambar II.2	Peta Kota Bontang, Kalimantan Timur.....	II-4
Gambar III.1	Blok Diagram Pembuatan DEC.....	III-1
Gambar III.3	Sintesis DEC dari Etanol dan CO ₂ Superkritis dengan Bantuan K ₂ CO ₃	III-4
Gambar III.4	<i>Pathway</i> reaksi sintesis DEC dari etanol dan CO ₂ menggunakan <i>butylene carbonate</i> sebagai <i>dehydrating agent</i>	III-5
Gambar III.5	Reaksi Sintesis DEC dari CO ₂ , etanol, dan Etilen Oksida.....	III-7
Gambar III.6	Alternatif proses distilasi yang dipilih.....	III-13
Gambar III.7	Blok Diagram <i>Overall</i> Proses Pembuatan DEC.....	III-19
Gambar VI.1	Struktur Organisasi.....	VI-2

DAFTAR TABEL

Tabel 1.1	Perbandingan Komponen Etanol, 2-Butanol, dan Tert-Butanol.....I-1
Tabel 1.2	Perbandingan Komponen MTBE dan DEC.....I-2
Tabel II.1	Data <i>Supply Demand</i> BBM.....II-1
Tabel II.2	Data Pertumbuhan Supply Demand BBM.....II-2
Tabel II.3	Perhitungan Kapasitas Produksi pada Tahun 2025.....II-2
Tabel II.4	Kondisi Lokasi PabrikII-4
Tabel II. 5	Spesifikasi <i>feed</i> gas CO ₂ dari PT. Badak NGLII-5
Tabel II. 6	Komposisi gas CO ₂ dari PT. Badak NGL.....II-5
Tabel II. 6	Sifat – sifat fisika dan kimia dari CO ₂II-6
Tabel II.7	Produksi Etanol di Indonesia.....II-7
Tabel II.8	Karakteristik Bahan Baku Etanol.....II-7
Tabel II.9	Impor Etilen Oksida Tahun 2013 – 2017.....II-8
Tabel II.10	Kapasitas Pabrik Etilen Oksida.....II-8
Tabel II.11	Sifat Fisika dan Kimia Etilen Oksida.....II-9
Tabel II.12	Properti dan Spesifikasi DEC.....II-9
Tabel II.13	Properti dan Sifat Etilen Karbonat.....II-10
Tabel II.14	Properti dan Sifat Etilen Glikol.....II-10
Tabel II.15	Properti dan Sifat <i>Cellosolve</i>II-11
Tabel III.2	Kelebihan dan Kekurangan Proses Pembuatan DEC.....III-7
Tabel III.3	Kelebihan dan Kekurangan Proses Pembuatan DEC melalui <i>Direct Synthesis</i>III-8
Tabel III.4	Komposisi dan Titik Didih Komponen Hasil Sintesa DEC.....III-10
Tabel III.5	Jumlah Alternatif Proses Distilasi Berdasarkan Jumlah Produk.....III-11
Tabel III.6	Perbandingan Laju Uap Tiap Alternatif Distilasi.....III-13
Tabel III.4	Katalis pada Sintesis DEC.....III-15
Tabel III.5	Karakteristik Potasium Iodida (KI).....III-15
Tabel III.6	Karakteristik Natrium Etoksida.....III-15

Tabel IV.1	Komposisi Flue Gas PT. Badak NGL.....IV-2
Tabel IV.1.1	Neraca Masa Flash Separator H-110.....IV-2
Tabel IV.1.2	Neraca Masa Reaktor R-210.....IV-3
Tabel IV.1.3	Neraca Masa Flash Separator H-310.....IV-4
Tabel IV.1.4	Neraca Masa Kolom Distilasi D-310.....IV-5
Tabel IV.1.5	Neraca Masa Kolom Distilasi D-410.....IV-6
Tabel IV.1.6	Neraca Masa Kolom Distilasi D-420.....IV-7
Tabel IV.1.7	Neraca Masa Kolom Distilasi D-430.....IV-8
Tabel IV.1.8	Neraca Masa Kolom Distilasi D-440.....IV-9
Tabel IV.1.9	Neraca Masa Mixing Point M-426.....IV-10
Tabel IV.1.10	Neraca Masa Mixing Point M-427.....IV-11
Tabel IV.2.1	Neraca Energi CO ₂ Compressor G-112.....IV-13
Tabel IV.2.2	Neraca Energi CO ₂ Cooler E-111.....IV-14
Tabel IV.2.3	Neraca Energi Flash Tank H-112.....IV-14
Tabel IV.2.4	Neraca Energi Heater (E-112).....IV-15
Tabel IV.2.5	Neraca Energi Valve (V-111).....IV-15
Tabel IV.2.6	Neraca Energi Kompresor (G-113).....IV-15
Tabel IV.2.7	Neraca Energi Cooler (E-113).....IV-16
Tabel IV.2.8	Neraca Energi Heater (E-114).....IV-16
Tabel IV.2.9	Neraca Energi Heater (E-115).....IV-17
Tabel IV.2.10	Neraca Energi Reaktor (R-210).....IV-17
Tabel IV.2.11	Neraca Energi Valve (V-313).....IV-18
Tabel IV.2.12	Neraca Energi Flash Separator (H-310).....IV-18
Tabel IV.2.13	Neraca Energi Kolom Distilasi (D-310).....IV-19
Tabel IV.2.14	Neraca Energi Kondensor (E-318).....IV-19
Tabel IV.2.15	Neraca Energi Reboiler (E-335).....IV-20
Tabel IV.2.16	Neraca Energi Kolom Distilasi (D-410).....IV-20
Tabel IV.2.17	Neraca Energi Kondensor (E-419).....IV-21
Tabel IV.2.18	Neraca Energi Reboiler (E-435).....IV-21
Tabel IV.2.19	Neraca Energi Kolom Distilasi (D-420).....IV-22
Tabel IV.2.20	Neraca Energi Kondensor (E-420).....IV-22
Tabel IV.2.21	Neraca Energi Reboiler (E-436).....IV-23
Tabel IV.2.22	Neraca Energi Kolom Distilasi (D-430).....IV-23
Tabel IV.2.23	Neraca Energi Kondensor (E-421).....IV-24
Tabel IV.2.24	Neraca Energi Reboiler (E-437).....IV-24

Tabel IV.2.25	Neraca Energi Kolom Distilasi (D-440).....	IV-25
Tabel IV.2.26	Neraca Energi Kondensor (E-426).....	IV-25
Tabel IV.2.27	Neraca Energi Reboiler (E-438).....	IV-26
Tabel IV.2.28	Neraca Energi Mixing Point (M-426).....	IV-26
Tabel IV.2.29	Neraca Energi Valve (V-415).....	IV-27
Tabel IV.2.30	Neraca Energi Cooler (E-422).....	IV-27
Tabel IV.2.31	Neraca Energi Valve (V-416).....	IV-28
Tabel IV.2.32	Neraca Energi Cooler (E-423).....	IV-28
Tabel IV.2.33	Neraca Energi Valve (V-417).....	IV-29
Tabel IV.2.34	Neraca Energi Cooler (E-424).....	IV-29
Tabel IV.2.35	Neraca Energi Valve (V-418).....	IV-30
Tabel IV.2.36	Neraca Energi Cooler (E-425).....	IV-31

BAB I

LATAR BELAKANG

Seiring dengan pertambahan jumlah penduduk yang terus meningkat, kebutuhan manusia akan energi pun mengalami peningkatan. Bahan bakar minyak (BBM) termasuk sumber energi yang tidak terbaharukan. Di Indonesia, sumber energi yang satu ini merupakan salah satu entitas utama yang biasa digunakan untuk pemenuhan kebutuhan energi sehari – hari. Tak dapat dipungkiri kebutuhan akan bahan bakar minyak terus meningkat dari tahun ke tahun. Pada sektor transportasi, pertumbuhan jumlah kendaraan menjadi faktor utama peningkatan kebutuhan manusia akan bahan bakar minyak. Pada tahun 2015, konsumsi BBM non subsidi sebesar 44,5 juta kilo liter (KL). Tercatat pada tahun 2016, konsumsi BBM non subsidi sebesar 48,7 juta kilo liter (KL). Pada tahun selanjutnya, 2017, konsumsi BBM non subsidi masih mengalami peningkatan yaitu sebesar 55,9 juta KL. Namun, pada tahun 2018 konsumsi BBM non subsidi turun tipis dibandingkan pada tahun 2017, untuk jenis RON 88 ke atas adalah sebanyak 55,2 juta kilo liter (KL). Tercatat bahwa konsumsi bahan bakar minyak (BBM) sepanjang tahun 2018 sebesar 75 juta kilo liter (BPH Migas, 2018)

Dengan peningkatan konsumsi bahan bakar minyak baik untuk sektor transportasi atau pun industri, dampak penggunaan bahan bakar minyak menimbulkan pencemaran udara dan pemanasan global. Salah satu emisi gas buang hasil dari pembakaran pada industri yaitu berupa CO₂, yang berkontribusi menimbulkan efek rumah kaca. Efek rumah kaca ini menimbulkan pemanasan global pada bumi yang mengakibatkan iklim yang tidak stabil sehingga pada akhirnya akan menyebabkan bencana alam di berbagai wilayah dunia. Kadar CO₂ telah mencapai 415 per juta bagian (ppm). Pada tahun 2017 lalu, tingkat CO₂ mencapai 410 ppm. Gas CO₂ di bumi semakin bertambah setiap tahunnya. Hal ini sangat menyumbang faktor terjadinya pemanasan global (Monroe, 2019)

Dengan semakin banyaknya emisi yang ada di atmosfer bumi, diperlukan langkah untuk mengurangi emisi tersebut. Salah satu upaya untuk mengurangi emisi yang ada yaitu dengan cara penambahan zat aditif pada bahan bakar minyak. Penambahan zat aditif yang tepat dan pengaturan komposisi campuran aditif dan bahan bakar yang tepat dapat mengurangi laju peningkatan emisi atau zat – zat berbahaya di atmosfer (Abidin & Hasibuan, 2019).

Zat aditif yang pernah digunakan yaitu Tetraethyl lead (TEL) dan Tetramethyl lead (TML). Kedua zat aditif ini digunakan untuk meningkatkan nilai oktan bahan bakar bensin. Namun, karena kandungan logam Pb yang menimbulkan emisi berbahaya dan beracun. Dikarenakan dampak yang ditimbulkan oleh penggunaan zat aditif yang mengandung logam Pb maka telah diberlakukan peraturan penghapusan penambahan timbal pada bensin (Ardillah, 2016).

Dengan tidak diperbolehkannya penggunaan zat aditif yang mengandung timbal, maka aditif yang lazim digunakan merupakan senyawa *oxygenate*. Senyawa *oxygenate* merupakan suatu senyawa organik cair yang dapat meningkatkan kandungan oksigen apabila dicampurkan dengan bahan bakar. Penambahan senyawa *oxygenate* dapat meningkatkan nilai oktana dan mengurangi polusi akibat dari proses pembakaran bahan bakar karena dapat menyebabkan pembakaran lebih sempurna dengan hadirnya oksigen. Senyawa *oxygenate* yang banyak digunakan sebagai aditif ialah tertiary alkil ether, seperti methyl-tertiary-butyl ether (MTBE), dan juga senyawa alcohol seperti, metanol, isopropanol, dan etanol. Senyawa ini memiliki kelemahan yaitu memiliki kelarutan yang tinggi dalam air. Hal ini dapat membuat proses separasi akan sulit dan juga akan sulit menangani bila terjadi kebocoran. Selain itu senyawa alcohol, seperti etanol, juga dapat menyumbat aliran dari bahan bakar apabila tekanan uapnya tinggi. Hal ini dapat menyebabkan *vapor lock* yang dapat mengganggu pengoperasian pompa bahan bakar sehingga menyebabkan hilangnya tekanan umpan ke karburator. Etanol memiliki *heating*

value lebih rendah dibandingkan dengan bensin (Semar & Yuliarita, 2011).

Tabel 1.1 Perbandingan Komponen Etanol, 2-Butanol, dan Tert-Butanol

Karakteristik	Etanol	2-Butanol	Tert-Butanol
<i>Heating Value</i> , MJ/l	21,1 – 21,7	26,0 – 27	26,9 – 27
RON	111	108	90,9
<i>Reid Vapor Pressure</i>	31	0,354	0,787

(Wibawa, et al., 2018)

Berdasarkan tabel I.1 di atas, komponen 2-butanol dan tert-butanol memiliki *vapor pressure* yang lebih rendah dan *heating value* lebih tinggi dibandingkan dengan etanol, sehingga 2-butanol dan tert-butanol lebih mirip bensin daripada etanol (Moxey, et al., 2016). Namun, nilai RON dari kedua jenis butanol lebih rendah dibandingkan dengan etanol sehingga diperlukan aditif yang tepat untuk meningkatkan nilai RON kedua jenis butanol tersebut.

Aditif yang selanjutnya ialah Diethyl carbonate (DEC). DEC adalah senyawa *oxygenate* yang bersifat *non-toxic*. DEC memiliki kandungan oksigen yang tinggi yaitu 40,6 wt% dengan kandungan oksigen. Pada suatu penelitian menunjukkan bahwa penggunaan DEC sebanyak 5 wt % akan mengurangi emisi partikulat sebanyak 50% . Senyawa DEC juga ramah lingkungan dimana DEC dapat terdagradasasi menjadi ethanol dan CO₂ bila tebuang ke tanah. DEC juga lebih baik dari senyawa *oxygenate* lain seperti dimethyl carbonate (DMC) dan ethanol yaitu memiliki koefisien distribusi yang lebih baik (Wibawa, et al., 2018).

Pemanfaatan DEC pada bidang komersil sangatlah menguntungkan. DEC dapat dimanfaatkan sebagai bahan aditif untuk gasoline. Keunggulan DEC ialah ia memiliki kadar oksigen yang tinggi dimana mencaapi 40.6 % berat. Sebagai pembadingan, *methyl tert-butyl ether* (MTBE) memiliki kadar oksigen yaitu

18.2% berat. DEC juga lebih mudah untuk diaplikasikan sebagai adiktif karena DEC bersifat larut pada bahan bakar, sehingga tidak membutuhkan pemisahan fasa. Selain itu koefisien distribusi dari *gasoline*/air lebih disukai untuk DEC daripada DMC maupun etanol sendiri. Menurut penelitian, penambahan 5% DEC sebagai aditif dalam bahan bakar diesel dapat menurunkan Telah ditunjukkan bahwa, penambahan 5% berat dari DEC dalam bahan bakar diesel dapat menurunkan emisi partikulat sebesar 50%. Selain sebagai aditif untuk *gasoline* DEC juga dapat digunakan sebagai bahan baku pembentukan senyawa polikarbonat, *solvent* yang baik dalam industri farmasi, industri percetakan tekstil dan pengecatan (*cellulose ether*, resin alami dan sintetis) industri serat sintesis (untuk senyawa *polyamide*, *polyacrylonitrile* dan *diphenol resin*), elektrolit dalam baterai, dan penghilang cat (*paint remover*).

Dibandingkan dengan Methyl tertier-buthyl ether (MTBE), DEC lebih baik digunakan sebagai senyawa penambah oksigen pada gasoline. DEC merupakan salah satu senyawa yang paling berpotensi digunakan sebagai substitusi MTBE. Penggunaan MTBE juga dilarang penggunaannya karena dapat mencemari air tanah dan pada konsentrasi tinggi bersifat karsinogenik (ESDM, 2013).

Tabel 1.2 Perbandingan Komponen MTBE dan DEC

Parameter	Komponen	
	MTBE	DEC
Oksigen (Brian, 2001)	18,2%	40,6%
Gasoline / Water Distribution Coefficient (Pacheco dan Marshall, 1996)	18	~20
RON dengan 10% (Pacheco dan Marshall, 1996) dan (Halim dan Ali, 2004)	117	111
MON dengan 10% (Pacheco dan Marshall, 1996) dan (Halim dan Ali, 2004)	101	96

Lower Heating Value (Pacheco dan Marshall, 1996)	74,3 Mbtu/gal	93,4 Mbtu/gal
--	------------------	------------------

Dari tabel di atas, dapat dilihat bahwa DEC memiliki oksigen yang lebih tinggi sehingga dapat dilihat bahwa proses pembakaran dari DEC akan lebih sempurna daripada MTBE, demikian pula emisi CO dan senyawa hidrokarbon akan menurun secara signifikan (Pacheco, Michael A. Dan Christopher L. Marshall, 1996). Dari segi koefisien distribusis gasoline/ *water*, dapat dilihat bahwa ketika DEC ditambahkan ke bahan bakar maka akan mudah tercampur sehingga tidak akan membentuk dua fasa (Brian, et al., 2002). Dilihat dari segi *heating value*, RON dan juga MON terlihat bahwa MTBE merupakan senyawa aditif yang lebih baik jika dibandingkan dengan DEC, tetapi hal yang harus dikonsiderasi pada MTBE, yaitu *toxicity* dan juga dampaknya pada lingkungan. Selain itu, diketahui bahwa penambahan DEC pada bahan bakar diesel sebesar 10% dapat mengurangi jumlah partikulat hingga sebanyak 50% (Dunn, Brian C., et al, 2001). Kelebihan DEC yang penting juga adalah DEC akan sangat lambat terdekomposisi menjadi CO₂ dan ethanol, tanpa menjadi polutan ketika dibuang ke lingkungan (Brian, et al., 2002).

Dengan memperhatikan kebutuhan dan produksi bahan bakar minyak yang selalu meningkat serta demi menjaga lingkungan dari pengaruh gas kaca CO₂, maka pada pra desain pabrik ini akan berfokus pada pemanfaatan CO₂ sebagai bahan baku pembuatan Dietil Karbonat (DEC). Dalam Perpres No. 61/2011 tentang Rencana Aksi Nasional Penurunan Emisi Gas Rumah Kaca (RAN-GRK). Perpres ini merupakan pedoman perencanaan, pelaksanaan, monitoring, dan evaluasi penurunan emisi GRK secara nasional. Sehingga pemanfaatan *flue gas* hasil pengolahan pabrik PT Badak NGL untuk diambil komponen CO₂ untuk dijadikan bahan baku pembuatan DEC adalah langkah yang tepat sesuai dalam Perpres yang telah disebutkan.

BAB II

BASIS DESAIN DATA

II. 1 Kapasitas Produksi

Menurut Peters & Timmerhaus, 1991, Kapasitas produksi dapat dihitung dengan persamaan sebagai berikut :

$$F = P(1 + i)^n$$

Keterangan:

F = data impor/produksi/konsumsi saat pabrik didirikan (tahun)

P = data impor/produksi/konsumsi sekarang (tahun)

i = pertumbuhan rata-rata

n = selisih tahun

Penentuan kapasitas pabrik DEC ini berdasarkan potensi Bahan Bakar Minyak (BBM) di Indonesia yaitu ditinjau konsumsi, produksi, ekspor, serta impor BBM. Hal ini dikarenakan target pasar dari pabrik DEC ini untuk meningkatkan nilai oktan dari BBM. Menurut penelitian yang ada, campuran bahan bakar yang optimum yaitu pertamax dengan penambahan DEC sebagai zat *oxygenate* sebanyak 10% vol (Anugraha, 2019). Analisa potensi pasar ditinjau dari data *supply-demand* BBM RON 88, RON 90, RON 92, dan RON 95 di Indonesia dari tahun 2012 hingga tahun 2017 yang disediakan oleh Kementerian Energi dan Sumber Daya Mineral (ESDM) .

Tabel II.1 Data *Supply Demand* BBM

Tahun	Konsumsi (kiloliter)	Produksi (kiloliter)	Ekspor (kiloliter)	Impor (kiloliter)
2012	29.275.870	11.391.125	0,00	18.181.000
2013	30.510.895	11.432.444	0,00	18.668.000
2014	30.924.810	11.985.200	0,00	19.512.000
2015	31.527.695	12.944.343	0,00	18.226.000
2016	32.632.023	15.009.148	0,00	15.690.000
2017	33.547.949	14.686.966	0,00	17.672.000

(Sumber : Kementerian ESDM, 2018)

Tabel II.2 Data Pertumbuhan Supply Demand BBM

Tahun	Konsumsi (%)	Produksi (%)	Ekspor (%)	Impor (%)
2012-2013	0,042	0,004	0,00	0,027
2013-2014	0,014	0,048	0,00	0,045
2014-2015	0,019	0,080	0,00	-0,066
2015-2016	0,035	0,160	0,00	-0,139
2016-2017	0,028	-0,021	0,00	0,126
Rata - rata	0,024	0,067	0,00	-0,008

Tabel II.3 Perhitungan Kapasitas Produksi pada Tahun 2023

Tahun	Produksi (kiloliter)	Konsumsi (kiloliter)	Ekspor (kiloliter)	Impor (kiloliter)
2023	22.371.326,4	41.734.040,28	0,00	17.482.594

Kapasitas produksi nasional DEC dengan basis penggunaan 10% vol yang dibutuhkan sebagai zat *oxygenate* pada BBM adalah :

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan tahun 2023} &= 10\% \times ((F \text{ ekspor} + F \text{ konsumsi}) \\ &\quad - (F \text{ produksi} + F \text{ impor})) \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan tahun 2023} &= 10\% \times (24.199.784,7) \\ &\quad \text{kiloliter/tahun} \end{aligned}$$

$$\text{Kapasitas pabrik tahun 2023} = 2.419.978,47 \text{ kiloliter/tahun}$$

$$\text{Kapasitas pabrik tahun 2023} = 423.496,2322 \text{ ton/tahun}$$

Kapasitas pabrik DEC yang akan dibangun di Kepulauan Riau akan memenuhi 50% dari kapasitas produksi nasional dengan mempertimbangkan aspek pasar yang ada yaitu PT. Pertamina RU II Dumai, RU III Plaju, dan RU V Balikpapan dengan kapasitas kilang pertamina masing – masing sebesar 170 MBSD, 118 MBSD, dan 260 MBSD. Sehingga kapasitas produksi pabrik DEC di Bontang adalah :

$$\text{Kapasitas Produksi} = 50\% \times 423.496,2322 \text{ ton/tahun}$$

$$= 211.748,1161 \text{ ton/tahun}$$

Sehingga kapasitas pabrik yang dirancang adalah 220.000 ton/tahun produk DEC dengan laju feed *Flue Gas* PT. Badak NGL sebesar 42,33 MMSCFD.

II.2 Lokasi

Pabrik DEC ini akan didirikan di Kota Bontang, Kalimantan Timur. Pemilihan lokasi ini didasarkan pada faktor-faktor berikut, yaitu:

1. Ketersediaan Bahan Baku

Bahan baku CO₂ didapatkan dari *vent stack* PT. Badak NGL Bontang, Kalimantan Timur. Sedangkan bahan baku etanol didapat dari industri etanol asal Amerika Serikat yang terletak di Kota Bontang bernama Celanese. Dan untuk Bahan baku Etilen Oksida didapatkan dari impor (Texas, US). Sebagai salah satu faktor terpenting, maka dipilih lokasi pabrik yang berdekatan dengan sumber bahan baku untuk mengurangi biaya transportasi serta penyimpanan dari bahan baku.

2. Pasar

Dengan kapasitas produksi yang besar, produk akan dipasarkan untuk kebutuhan domestik. Pada pasar domestik, produk DEC akan dijual ke Refinery Unit V Balikpapan Pertamina, RU III Plaju dan PT Pertamina RU II Dumai sebagai *oxygen booster*. Dengan jarak yang tidak terpaut jauh, maka diharapkan dapat memenuhi target pasar domestik. Etilen Glikol yang merupakan produk samping ini akan dipasarkan ke pabrik Bakrie Kasei PET di Cilegon. Etilen karbonat yang merupakan produk samping ini akan dipasarkan ke pabrik produksi resin seperti PT Alkindo Mitraraya di Tangerang.



Gambar II.1 Peta *Refinery Unit* PT Pertamina sebagai Target Pasar Pabrik DEC

(PT Pertamina, 2019)

3. Sarana Transportasi

Lokasi ini berdekatan dengan pelabuhan PT. Badak NGL dengan memanfaatkan fasilitas *loading dock* 3 milik PT. Badak NGL yang sudah tidak digunakan lagi baik untuk pendistribusian produk ke luar pulau atau penerimaan bahan baku dari luar negeri. Dengan demikian pendistribusian bahan baku dan produk dapat digunakan baik melalui jalur darat maupun jalur laut atau melalui jalur perpipaan.

4. Persediaan Utilitas

Utilitas merupakan kebutuhan utama selain bahan baku. Kebutuhan terhadap air dan listrik menjadi salah satu acuan untuk memilih lokasi pabrik. Pada lokasi ini, air dapat didapatkan di Selat Makassar.



Gambar II.2 Peta Kota Bontang, Kalimantan Timur

(A) Lokasi Pabrik DEC ; (B) Lokasi *Process Train* PT. Badak NGL ; (C) Lokasi pesisir ; (D) Lokasi Pelabuhan PT. Badak NGL

5. Kondisi Pabrik

Tabel II.4 Kondisi Lokasi Pabrik

Jenis	Data
Curah Hujan Rata-rata dalam Satu Tahun	2.530 mm (110 hari/ tahun)
Kelembapan	80% - 85%
Temperature	21,8 – 34°C
Musim Kemarau	Maret – Juli
Ketinggian Tanah	3 – 959 m di atas permukaan laut
Kecepatan Angin	8 – 20 knots
Tekanan	1,002 – 1,008 mb

II.3 Bahan Baku dan Produk

II.3.1 Bahan Baku

1. Karbon Dioksida (CO₂)

Karbon dioksida merupakan senyawa kimia tidak berwarna yang tersusun dari dua atom oksigen (O) dan sebuah atom karbon (C). Karbon dioksida berfase gas pada tekanan dan temperatur standar (suhu 0°C dan tekanan 1 atm). Ketika berbentuk padat, karbon dioksida disebut sebagai *dry ice*. Fase

padat dari karbon dioksida terjadi ketika kondisi temperatur mencapai di bawah -78°C .

Karbon dioksida (CO_2) sering dijumpai sebagai aksesoris minoritas pada komponen hidrokarbon penyusun gas alam. Akumulasi gas alam di mana karbon dioksida sebagai penyusun utama umumnya dijumpai pada aktivitas gunung berapi, contohnya Sicily, Jepang, New Zealand, dan rantai Cordilleran di Amerika Utara, dari Alaska ke Meksiko (Selley, 2015).

Pada pra-desain pabrik ini, karbon dioksida digunakan sebagai bahan baku pembuatan DEC. Karbon dioksida dapat diperoleh dari *flue gas* PT Badak NGL.

Tabel II. 5 Spesifikasi *feed* gas CO_2 dari PT. Badak NGL

No	Spesifikasi	Nilai
1	Suhu ($^{\circ}\text{C}$)	46,15
2	Tekanan ($\text{kg}/\text{cm}^2\text{g}$)	1,80
3	Flowrate (kg/jam)	58446,6
4	Flowrate (kmol/jam)	1378,41

(Sumber: PT Badak NGL, 2011)

Tabel II. 6 Komposisi gas CO_2 dari PT. Badak NGL

No	Komponen	Fraksi mol (%)
1	Nitrogen	0
2	Metana	0,285
3	Etana	0,027
4	Propana	0,016
5	N-Butana	0,004
6	I-Butana	0,003
7	Pentana	0,003
8	C_6+	0,003
9	Water	5,782
10	CO_2	93,876

(Sumber: PT Badak NGL, 2011)

Tabel II.6 Sifat – sifat fisika dan kimia dari CO₂ (Perry, 1997)

No.	Sifat – Sifat	Keterangan	
1	Titik didih (<i>Boiling Point</i>)	Subl -78,5 ⁰ C	Sifat Fisika
2	Titik leleh (<i>Melting Point</i>)	-56.6 ⁰ C	
3	Densitas (wujud gas)	1,873 kg/m ³	
4	Temperatur kritis	38 ⁰ C	
5	Tekanan kritis	0,6 kg/cm ² .G	
6	Kelarutan dalam air	1,45 g/L	
7	Keasaman (pKa)	6,35 & 10,33	
8	Viskositas	0,07 cp pada -78 ⁰ C	
9	Berat molekul	44, 01 gr/mol	Sifat Kimia
10	Momen dipol	Nol	
11	Bentuk molekul	Linear	
12	Kereaktifan	Tidak reaktif / <i>inflammable</i>	

2. Etanol (C₂H₅OH)

Menurut IUPAC, etanol merupakan nama sistematis untuk molekul dengan dua atom karbon (awalan “eth-“), memiliki ikatan tunggal diantaranya (akhiran “-ane”), dan memiliki gugus fungsional OH (akhiran “-ol”). Senyawa ini biasanya berupa cairan yang mudah menguap, mudah terbakar, tidak berwarna, dan merupakan alkohol yang paling sering digunakan dalam kehidupan sehari – hari. Senyawa ini merupakan obat psikoaktif dan dapat ditemukan pada minuman beralkohol serta termometer modern. Etanol merupakan golongan alkohol dengan rantai tunggal yang memiliki rumus kimia C₂H₅OH dan rumus empiris C₂H₆O. Etanol juga lazim disingkat menjadi EtOH, dengan "Et" merupakan singkatan dari gugus etil (C₂H₅).

Etanol banyak digunakan sebagai pelarut berbagai bahan – bahan kimia yang ditunjukkan untuk konsumsi dan kegunaan manusia. Contohnya pada parfum, perasa, pewarna makanan, dan obat – obatan. Selain itu, etanol dapat dimanfaatkan sebagai pelarut

dalam sintesa senyawa kimia sekaligus sebagai stok umpan untuk sintesis senyawa kimia lainnya. Etanol juga dapat digunakan sebagai bahan bakar.

Pada pra-desain pabrik ini, etanol digunakan sebagai bahan baku pembuatan DEC. Etanol dapat diperoleh dari Celanese, Bontang dengan menggunakan Industrial Grade Etanol yang memiliki 98 %.

Tabel II.7 Produksi Etanol di Indonesia

Tahun	Produsen	Lokasi	Total Produksi (kiloLiter/tahun)	Prediksi (kiloLiter/tahun)
2009	PT. Molindo Raya	Malang	80.000	-
2008	PT. Molindo Raya – PTPN X	Kediri	40.000	-
2013	PT. Calanese	Bontang	-	1.300.000
2018	PT. Molindo Raya	Lampung	-	50.000
2019	PT. Indo Acidatama	Surakarta	48.650	-
TOTAL PRODUKSI KL/TAHUN			168.650	1.350.000

(BPPT, 2019)

Tabel II.8 Karakteristik Bahan Baku Etanol

Karakteristik	Keterangan
Bentuk	Cairan tidak berwarna
Rumus molekul	C_2H_5OH
Berat molekul	46,069 g/gmol
Titik leleh	-112 ⁰ C (1 atm)
Titik didih	78,4 ⁰ C (1 atm)
Densitas	0,7851 g/ml

(Demirbas, 2003)

3. Etilen Oksida (C₂H₄O)

Etilen Oksida pertama kali disintesis oleh Wurtz tahun 1859. Produksi pertama Etilen Oksida dimulai pada tahun 1914 hingga sekarang. Etilen Oksida merupakan senyawa organik dengan rumus molekul C₂H₄O berjenis eter siklik. Senyawa ini berbentuk gas tidak berwarna yang mudah terbakar pada suhu ruangan dan berbau manis. Senyawa ini merupakan epoksida paling sederhana: cincin tiga-anggota dengan 1 oksigen dan 2 karbon. Karena struktur molekulnya, etylene oxide digunakan pada reaksi adisi, seperti polimerisasi. Etilena oksida berisomer dengan asetaldehida dan vinil alkohol.

Hingga saat ini, dalam memenuhi kebutuhan dalam negeri, Indonesia masih mengimpor Etilen Oksida. Berikut ini merupakan data impor etilen oksida:

Tabel II.9 Impor Etilen Oksida Tahun 2013 – 2017

Tahun	Jumlah Impor (Ton/Tahun)
2013	74,498
2014	79,903
2015	162,630
2016	132,722
2017	173,326

(BPS, 2017)

Berikut ini merupakan kapasitas pabrik Etilen Oksida yang sudah beroperasi di dunia:

Tabel II.10 Kapasitas Pabrik Etilen Oksida (*ICIS Plants and Projects Database*)

Perusahaan/ & Lokasi	Kapasitas (Ton/Tahun)
Albert & Orient Glycol ; Prentiss, Alberta, Canada	275.000
BASF ; Geismar, Louisiana, US	220.000
Dow Chemical ; Prentiss, Alberta, Canada	250.000
Fort Saskatchewan ; Alberta, Canada	320.000
Plaquemine, Texas, US	275.000

Thaft, Louisiana, US	430.000
Easman Chemical ; Longview, Texas, US	105.000
Formesa Plastics ; Point Comfort, Texas, US	250.000
Huntsman ; Port Neches, Texas, US	460.000
LyondelBassel ; Bayport, Texas, US	360.000
Old World Industries ; Clear Lake, Texas, US	355.000
Shell Chemical ; Geismar, Louisana, US	420.000
TOTAL	3.720.000

Rencana pabrik akan impor bahan baku (Etilen Oksida) dari Texas, US (ditunjukkan Tabel II.3.7) dimana dalam tabel dapat dilihat bahwa di Texas terdapat beberapa pabrik memproduksi Etilen Oksida dalam jumlah besar sehingga kebutuhan akan bahan baku dapat terpenuhi. Karena produksi Etilen Oksida dalam negeri tidak mencukupi kebutuhan bahan baku, dalam pemenuhan kebutuhan bahan baku pabrik perlu impor dari luar negeri. Di Indonesia terdapat pabrik yang memproduksi Etilen Oksida yaitu PT Polychem Indonesia Tbk (ADMG) dengan kapasitas produksi sebesar 84 ribu ton/tahun.

Tabel II.11 Sifat Fisika dan Kimia Etilen Oksida

Keadaan Fisik	Berbentuk gas, tidak berwarna, berbau seperti eter
Titik Leleh	-112 ⁰ C
Tekanan Uap	1140 mmHg pada T = 20 ⁰ C
Kerapatan Uap	1,5
Volatilitas	100%
Kelarutan	Tidak larut dalam air, alkohol, eter, dan kebanyakan pelarut organik

(J,w and Sons, 1991)

II.3.2 Target Produk

1. Diethyl Carbonat (DEC)

Spesifikasi produk yang akan dihasilkan pabrik Dietil Karbonat (DEC) dari CO_2 dan etanol ini disesuaikan dengan standar spesifikasi produk DEC yang dibutuhkan oleh industri yaitu dengan tingkat kemurnian di atas 99% berat. Berikut ini merupakan *property* dan sifat dari DEC yang ditargetkan.

Tabel II.12 Properti dan Spesifikasi DEC

Karaktersitik	Keterangan
Kemurnian (%)	>99,5
Kandungan air (ppm)	<200
Cl_2 (ppm)	0
Berat Molekul (g/mol)	118,13
Titik Didih ($^{\circ}\text{C}$)	126 – 128
Titik Lebur ($^{\circ}\text{C}$)	-43
Flash Point ($^{\circ}\text{C}$)	25
Massa Jenis (g/cm^3)	0,975
Toxicology	Mildly toxic

2. Etilen Karbonat ($(\text{CH}_2\text{O})_2\text{CO}$)

Etilen Karbonat merupakan salah satu ester dari etilen glikol dan asam karbonik berupa senyawa padat tidak berwarna, tidak berbau dengan titik leleh yang rendah, larut dalam air, dan pelarut organik. Digunakan sebagai polimer dan pelarut resin, dalam ekstraksi pelarut, dan dalam sintesa organik. Spesifikasi produk yang akan dihasilkan dari pabrik Dietil Karbonat (DEC) dari CO_2 dan etanol ini disesuaikan dengan standar spesifikasi produk etilen karbonat yaitu dengan kemurnian minimal 99%.

Tabel II.13 Properti dan Sifat Etilen Karbonat

Berat Molekul (g/mol)	88,06
Densitas (g/cm^3)	1,3120
Titik Beku ($^{\circ}\text{C}$)	36
Titik Leleh ($^{\circ}\text{C}$)	34 – 37
Flash Point ($^{\circ}\text{C}$)	150

Viskositas (cp)	1,5
Keadaan Fisik	1.T = 2,5 °C, berwarna kekuningan (padatan) 2.T = 34 – 37 °C, tidak berwarna (cairan)

(Pratiwi, 2009)

3. Etilen Glikol (HOCH₂CH₂OH)

Etilen Glikol pertama kali ditemukan oleh Charles Adolphe Wurtz pada tahun 1859 dengan hidrolisis etilen glikol diasetat via saponifikasi dengan KOH dan pada tahun 1860 melalui hidrolisis etilen oksida. Gugus hidroksil ini dapat diubah menjadi aldehid, alkil halide, amina, azida, asam karboksil, eter, merkaptan, ester nitrat, nitril, ester nitrit, ester organik, ester fosfat, dan ester sulfat. Senyawa – senyawa ini membuat etilen glikol dapat menjadi senyawa *intermediate* dalam banyak reaksi terutama pada formasi resin, termasuk kondensasi dengan dimetil tereftalat atau asam tereftalat yang menghasilkan resin polyester (MEG Global Group, 2008). Spesifikasi produk yang akan dihasilkan pabrik Dietil Karbonat (DEC) dari CO₂ dan etanol ini disesuaikan dengan standar spesifikasi produk Etilen Glikol yaitu dengan kemurnian minimal 99,5%.

Tabel II.14 Properti dan Sifat Etilen Glikol

Berat Molekul (g/mol)	62,07
Densitas (g/cm ³)	1,3120
Wujud	Cairan bening
Viskositas (N*S/m ²)	1,61 x 10 ⁻²
Kelarutan	<i>Miscible</i>

(Pratiwi, 2009)

4. 2-Etoksietanol (*Cellosolve*)

2-Ethoxyethanol, juga dikenal dengan merek dagang Cellosolve atau ethyl cellosolve dengan rumus molekul C₄H₁₀O₂, adalah pelarut yang digunakan secara luas dalam aplikasi komersial dan industri. Ini adalah cairan bening, tidak berwarna, hampir tidak berbau yang larut dengan air, etanol, dietil eter, aseton, dan etil asetat. Seperti halnya eter glikol lainnya, 2-etoksietanol memiliki sifat bermanfaat karena mampu melarutkan senyawa yang beragam

secara kimia. Senyawa ini akan melarutkan minyak, resin, minyak, lilin, nitroselulosa, dan lak. Ini adalah properti ideal sebagai pembersih multi-guna, dan, karenanya, 2-etoksietanol digunakan dalam produk, seperti penghilang pernis dan larutan pembersih. Spesifikasi produk yang akan dihasilkan pabrik Dietil Karbonat (DEC) dari CO₂ dan etanol ini disesuaikan dengan standar spesifikasi produk *Cellosolve* yaitu dengan kemurnian minimal 99,5%.

Tabel II.15 Properti dan Sifat *Cellosolve*

Berat Molekul (g/mol)	90,12
Titik Lebur (⁰ C)	-90
Titik Didih (⁰ C)	135
Densitas (g/cm ³)	0,93
<i>Flash point</i> (⁰ C)	40
Kelarutan	<i>Miscible</i>

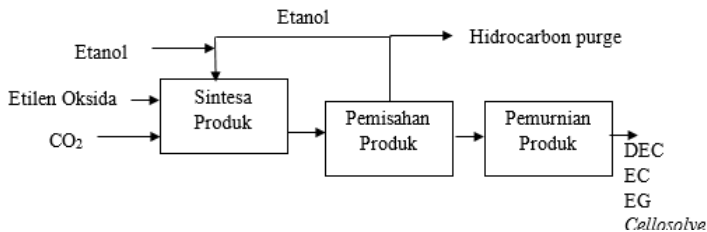
BAB III

SELEKSI DAN URAIAN PROSES

Sintesis Dietil Karbonat pada prinsipnya adalah suatu proses pembuatan senyawa Dietil Karbonat (DEC) melalui reaksi dari dua atau lebih senyawa melalui kondisi – kondisi tertentu dari proses tersebut. Pemisahan gas karbon dioksida (CO_2) merupakan bagian penting dalam pengolahan gas alam yang dihasilkan. Ada beberapa proses dan metode pemisahan karbon dioksida. Proses – proses tersebut memiliki kelebihan dan kekurangan tersendiri. Dalam perancangan pabrik kali ini, berbagai proses telah diseleksi.

III.1 Seleksi Proses

Seleksi proses pembuatan Dietil Karbonat (DEC) mengacu pada blok diagram berikut:



Gambar III.1 Blok Diagram Pembuatan DEC

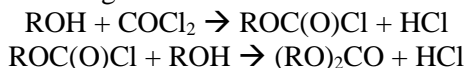
III.1.1 Sintesa Produk DEC

Sintesa produk DEC dapat diklasifikasikan dari berbagai proses yaitu : *Phosgenation Route*, *Oxidative Carbonylation Route*, *Urea Route*, dan *Direct Synthesis*. Secara umum dapat dijelaskan sebagai berikut:

1. Phosgenation of Ethanol (1941)

Phosgene atau COCl_2 (Carbon Dichloride Oxide) merupakan senyawa yang dapat digunakan untuk memproduksi karbonat organik. Metode ini merupakan metode produksi DEC yang paling tua, yaitu pada tahun 1941 oleh perusahaan bernama

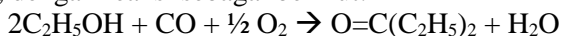
Muskat. Secara umum, reaksi pembentukan dialkil karbonat dari phosgene adalah sebagai berikut:



COCl_2 bereaksi dengan gugus alkohol untuk membentuk chloroformates yang nantinya akan bereaksi dengan molekul alkohol lainnya untuk membentuk karbonat. Proses dari reaksi ini terjadi pada *anhydrous solvents* seperti toluene, dichloromethane, atau benzene dengan pyridine berlebih, yang berlaku sebagai *hydrochloric acid trap* dalam tujuan untuk mengubah kesetimbangan reaksi menuju ke produk dialkil karbonat. Alasan utama metode ini tidak digunakan kembali adalah ditemukannya bahwa phosgene adalah senyawa yang sangat beracun untuk kesehatan manusia dan lingkungan. Menghirup phosgene dapat menyebabkan kerusakan pernafasan.

2. Oxidative Carbonylation of Ethanol (1970)

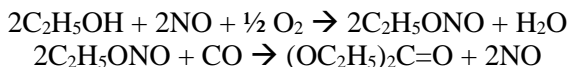
Pada tahun 1970, EnyChem (Italy) mengembangkan teknologi pembuatan DEC melalui karbonilasi oksidatif dari etanol. Di era ini, etanol merupakan senyawa yang dipertimbangkan sebagai senyawa yang mempunyai potensi strategis dalam hal energi karena dapat menghasilkan senyawa yang lebih berharga. Bersama dengan karbon monoksida (CO), etanol adalah reagen untuk sintesis DEC melalui karbonilasi oksidatif, dengan reaksi sebagai berikut:



Kerugian dari metode ini adalah tingkat korosif katalis CuCl dan CuCl_2 yang tinggi pada reaktor logam maupun logam campuran.

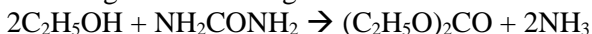
3. Carbonylation of Ethyl Nitrite (1980)

Metode lain yang menjanjikan dalam memproduksi DEC adalah melalui karbonilasi dari etil nitrit dengan jalan mengkonversi etanol menjadi etil nitrit terlebih dahulu, dan kemudian mengubahnya menjadi DEC dengan mereaksikannya dengan CO dilaporkan pada tahun 1980 oleh perusahaan UBE (Japan). Dengan reaksi sebagai berikut :



4. Catalytic Ethanolysis of Urea & Ethyl Carbamate (2007)

Sintesa urea adalah sebuah proses industri tradisional untuk utilitas CO₂ yang mulai diteliti sejak tahun 2007. Sebagai CO₂ *carrier*, urea merupakan komponen murah dan tersedia luas, maka dari itu, proses etanolisis dari urea diprediksi menjadi proses pembuatan karbonat organik yang menjanjikan. Kelebihan dari proses ini adalah, bahan baku yang melimpah ruah, biaya bahan baku yang rendah, tidak ada formasi azeotrop antara alkohol dengan air semudah proses pemisahan dan pemurnian. DEC dipersiapkan melalui mereaksikan etanol dengan urea dengan adanya katalis. Dalam proses tersebut, urea berperan sebagai agen karbonilasi. Dengan reaksi sebagai berikut:

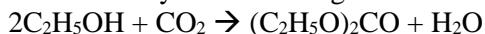


Sedangkan produk samping dari reaksi tersebut yaitu amoniak dapat diolah kembali menjadi urea dengan reaksi:



5. Direct Reaction of Carbon Dioxide & Ethanol (2008)

Perkembangan dari metode reaksi yang inovatif menggunakan *carbon dioxide* sebagai bahan baku telah dipertimbangkan menjadi tantangan tersendiri bagi dunia pendidikan maupun industri. Diantara semua metode sintesis DEC yang ada, metode sintesis langsung dimulai dari etanol dan CO₂. Reaksi ini merupakan reaksi yang paling ramah lingkungan, dengan hasil samping berupa air, dan bahan baku merupakan gas efek rumah kaca. Reaksinya adalah sebagai berikut :



Metode ini telah mendapat banyak perhatian dikarenakan banyak keuntungan, seperti mendaur ulang karbon, *high atom economy*, proses bebas *phosgene*, dan berkemungkinan menggantikan reaksi multistep dengan sintesis secara langsung. Meskipun utilisasi dari CO₂ tidak berdampak secara langsung

dalam mitigasi efek gas rumah kaca, namun nantinya proses ini diharapkan dapat menyeimbangkan *Global Carbon Dioxide Cycle*.

Setelah yang telah dibahas dalam metode – metode sebelumnya, katalis merupakan hal yang sangat penting dalam reaksi, begitu juga dengan proses ini. Pemilihan katalis sangat berpengaruh dalam thermodinamika reaksi dan kinetika reaksi yang merupakan parameter kunci dari *chemical fixation* dari CO₂ dalam mencapai proses yang diharapkan. Setelah melewati beberapa dekade, produksi DEC semakin variatif dan semakin banyak penelitian yang berfokus pada sintesis DEC maupun penggunaan katalis yang terbaik dan membahas thermodinamika reaksi dan kinetika reaksi dari proses tersebut. Dalam proses ini, reaksinya adalah reaksi *reversible* yang menyebabkan kesetimbangan reaksi dapat berubah ke produk dan reaktan sesuai dengan kondisi operasi dan komposisi. Produk samping dari reaksi ini adalah air atau H₂O yang menyebabkan jika terdapat air berlebih dalam reaksi tersebut maka kesetimbangan reaksi akan bergeser ke arah reaktan sehingga yield dari DEC akan semakin kecil. Maka dari itu, dibutuhkan *dehydrating agent* yang berfungsi sebagai pengikat air dalam reaksi tersebut dan mengurangi kandungan air serta menggeserkan kesetimbangan reaksi ke arah produk.

Ada beberapa penelitian proses yang dilakukan dalam proses produksi DEC melalui *direct synthesis*, secara umum dijelaskan sebagai berikut:

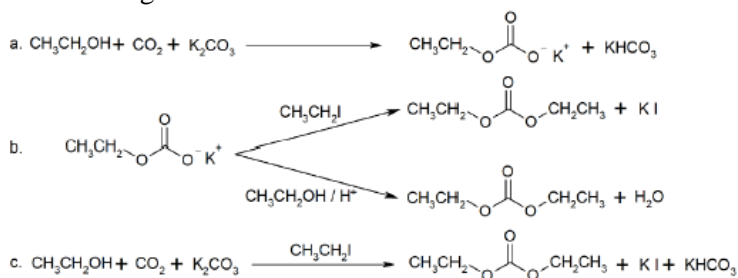
a. *Direct synthesis of DEC catalyzed by ZrO₂/Molecular Sieves*

Sintesis DEC dari etanol dan CO₂ telah banyak dipelajari. Dalam proses *direct synthesis* ini, ZrO₂ digunakan sebagai katalis dimana 3A *molecular sieve* ditambahkan sebagai *co-catalys* yang efektif meningkatkan yield DEC sekitar 2,5 fold. Rasio massa optimum antara ZrO₂ dan 3A *molecular sieve* adalah 5:2. Faktor utama yang mempengaruhi kegiatan katalitik yaitu jenis kristal dan sifat asam dasar ZrO₂ dan ukuran pori 3A *molecular sieve*. 3A *molecular sieve* dengan ukuran pori 0,3 nm lebih cocok untuk menyerap H₂O dalam etanol sehingga menguntungkan untuk

kesetimbangan reaksi. Disisi lain spesifik area dari katalis akan meningkat dengan penambahan 3A *molecular sieve* sehingga yield DEC yang diproduksi pada suhu 150°C dan 7 mpa akan menghasilkan 0,384 mmol dalam 2 jam dengan selektivitas 85,1%.

b. *Synthesis of DEC from ethanol and supercritical CO₂ in the presence of potassium carbonate*

Penyerapan karbon dioksida dipelajari dengan mensintesis dietil karbonat (DEC) dari etanol dan CO₂ dalam kondisi superkritik dengan adanya pottasium karbonat sebagai basis. Reaksi penyerapan ini terjadi dalam dua langkah yang dipelajari secara terpisah dan pada reaksi *one-pot*. Pada metode superkritik ini, dapat diinvestigasi dua reaksi penyerapan karbon dioksida sebagai berikut:



Gambar III.3 Sintesis DEC dari Etanol dan CO₂ Superkritik dengan Bantuan K₂CO₃

A. Reaksi pertama dapat diuraikan menjadi dua tahap :

1. Persiapan dua garam potassium : potassium ethylcarbonate (PEC) sebagai *hybrid carbonate* dan potassium bicarbonate (KHCO₃), sesuai dengan reaksi *pathway ionic* (Gambar III.3 a).
2. Alkilasi PEC dengan adanya ethyl iodide (EtI) atau *acidified ethanol* (EtOH/H⁺) untuk memperoleh DEC (Gambar III.3 b). EtI dan EtOH/H⁺ adalah *co-reagents* pada O-alkilasi PEC sehingga menghasilkan sebuah gugus alkil elektrofilik.

B. Reaksi kedua melibatkan pencampuran langsung antara etanol, CO₂ superkritik, dan ethyl iodida pada proses *one-pot* (Gambar

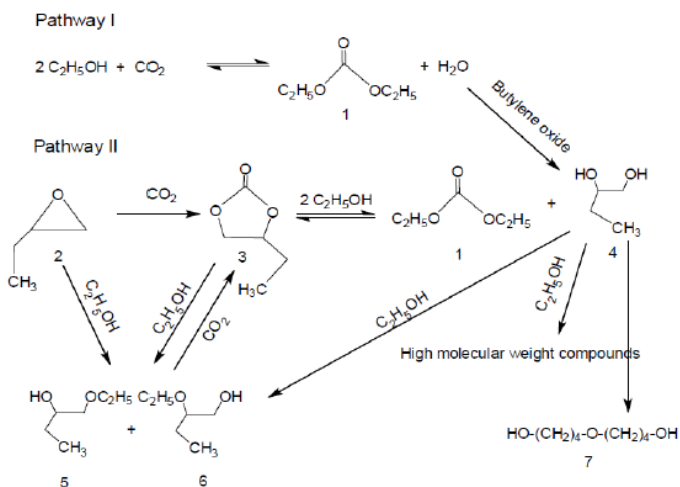
III-6

III.3 c). Dengan ethyl iodida sebagai *co-reactant* , reaksi *one-pot* memberikan *yield* tertinggi (46%) daripada reaksi dua langkah.

Penggunaan *phase transfer catalyst* (PTC) dapat meningkatkan produksi DEC (yield 51%) tanpa menaikkan jumlah dietil eter (DEE) sebagai produk samping (yield 2 %).

C. One Pot Synthesis from CO₂, ethanol, and butylene oxide over CeO₂

Proses ini dilakukan dengan mereaksikan CO₂ dengan etanol dan butylene oxide pada suhu 180°C dan tekanan uap 9 mpa. Butylene oxide digunakan sebagai *dehydrating agent* yang berfungsi sebagai pengikat air dalam reaksi tersebut dan mengurangi kandungan air serta menggeserkan kesetimbangan reaksi ke arah produk. Berikut ini merupakan tahap reaksi DEC secara *direct synthesis* :



Keterangan : notasi 1. DEC ; 2. Butylene oxide ; 3. Butylene carbonate; 4. 1,2-Butanediol; 5. 1-ethoxy-2-butanol; 6. N2-ethoxy-1-butanol; 7. Dibutylene glycol

Gambar III.4 *Pathway* reaksi sintesis DEC dari etanol dan CO₂ menggunakan *butylene carbonate* sebagai *dehydrating agent*

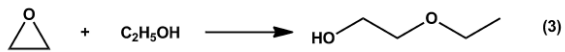
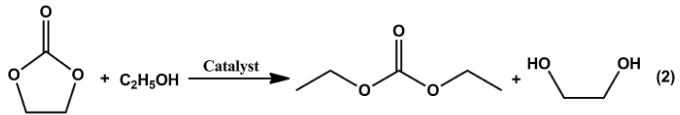
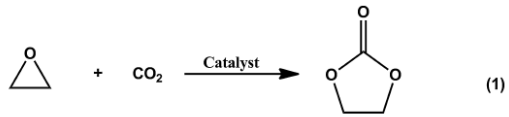
Etanol akan bereaksi secara langsung dengan gas CO₂ menghasilkan DEC dan air. Kemudian air yang terbentuk akan bereaksi dengan butylene oxide membentuk 1,2-butanediol. Pada tahap pertama, butylene oxide bereaksi dengan CO₂ menghasilkan senyawa *intermediate* berupa butylene carbonate yang kemudian mengalami transesterifikasi dengan etanol untuk menghasilkan DEC disertai dengan 1,2 butanediol (Pada proses sintesis DMC, rute reaksi seperti ini juga dikenal sebagai proses *indirect route*. Hasil penelitian sintesis DMC melalui proses ini diketahui memiliki konversi sebesar 75%). Kemudian 1,2 butanediol yang terbentuk dari etanol yang bereaksi dengan butylene oxide. Namun, reaksi pembentukan etoxy diketahui bahwa tidak akan terjadi jika terdapat katalis.

Di dalam proses sintesis DEC, pemilihan katalis mempunyai peran yang sangat penting dalam meningkatkan yield dan konversi. Cerium oxide (CeO₂) merupakan katalis yang paling efektif di dalam sintesis DEC ini. Keefektifan CeO₂ ini dikarenakan adanya sifat unik seperti karakteristik asam basa di permukaan dan sifat redoks yang membuat zat ini berperan sebagai katalis yang kuat. Konversi etanol yang diperoleh sebesar 15,6% dan konversi butylene oxide adalah 99,8%. Diantara semua metode *direct synthesis* metode ini paling menguntungkan dan menghasilkan yield yang cukup tinggi hingga 9 fold (Leino, et al., 2017).

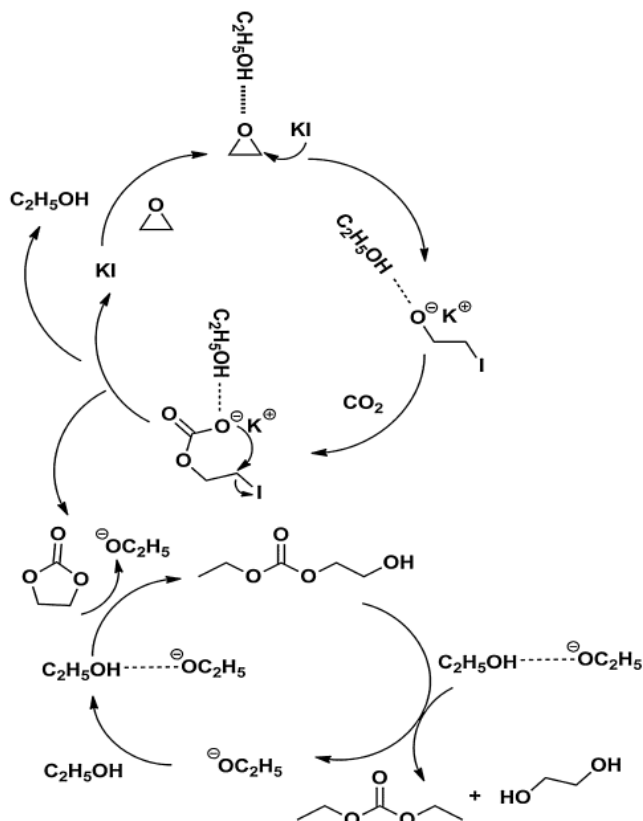
D. Direct Synthesis of Diethyl Carbonate from Carbon dioxide, Epoxides and Ethanol

Pendekatan yang sangat efisien untuk mensintesis DEC dengan reaksi langsung dari karbon dioksida, etanol dan Etilen Oksida (EO) telah dikembangkan. Di antara berbagai katalis diuji, didapat bahwa KI dan natrium etoksida merupakan sistem katalis yang paling efektif untuk menghasilkan produk DEC. Produksi ini

dapat dimaksimalkan dengan mengoptimalkan kondisi reaksi, dan proses dapat dilakukan secara efisien dalam kondisi yang relatif murah. Dalam kondisi optimal, 63,6% dari yield DEC dan 68,5% dari yield glikol (produk samping) dengan 97,5% konversi Etilen Oksida (EO) bisa dicapai pada 443 K dan 3 MPa CO₂ tekanan awal dalam waktu 2 jam. Untuk beberapa hal, recycle katalis dapat dilakukan tanpa penurunan yang signifikan dari aktivitas katalitik. Evaluasi termodinamika menunjukkan bahwa reaksi eksotermik ($\Delta_r H^\circ_m = -19,7$ kkal/mol (0). Dibandingkan dengan sintesis langsung DEC dari CO₂ dan etanol, keterlibatan Etilen Oksida (EO) sangat meningkatkan pembentukan DEC dengan memberikan keseimbangan reaksi secara efektif, dan juga memproduksi bahan kimia penting yaitu Ethylene glycol (EG) sebagai produk samping. Berdasarkan hasil eksperimen, mekanisme katalitik menghasilkan reaksi Etilen Oksida (EO) dan CO₂ pada siklus pertama yang terjadi untuk membentuk etilen karbonat melalui reaksi cycloaddition. Pada langkah ini, reaksi berjalan sangat efektif. Untuk siklus kedua, transesterifikasi EC dengan etanol terjadi untuk menghasilkan DEC dan Ethylene glycol (EG) sesuai dengan Gambar III.1.2.3. Selain itu, strategi ini juga terbukti efektif untuk Etilen Oksida (EO) di tempat eksperimen lain dan produksi DEC tetap efisien, menunjukkan universalitas metode ini. Dibandingkan dengan cara lain saat ini, pekerjaan ini telah memberikan cara yang efisien untuk mensintesis DEC langsung dari CO₂ dan menunjukkan aplikasi menjanjikan pada skala industri sehubungan dengan manfaat efisiensi tinggi, hemat energi dan fitur ramah lingkungan.



Gambar III.5 Reaksi Sintesis DEC dari CO₂, etanol, dan Etilen Oksida



Gambar III.6 Pathway reaksi sintesis DEC dari etanol dan CO_2 menggunakan *ethylene oxide* sebagai *dehydrating agent*

Mekanisme *one-pot synthesis* dietil karbonat dari etilen oksida, CO_2 , dan etanol dengan adanya katalis biner KI/EtONa diilustrasikan pada gambar III.6. Berdasarkan hasil percobaan, proses didianggap sebagai integrasi dari dua-tahap reaksi. Untuk siklus pertama, reaksi diinisiasi oleh ikatan hydrogen antara atom hydrogen dari ikatan hidrogen pada etanol dan atom oksigen pada *epoxide*, yang dapat menyebabkan aktivasi cincin *epoxy*. Tidak seperti proses *ethanolisis* dari etilen oksida untuk

membentuk cellosolve, transfer proton tidak terjadi pada hipotesa ini. Secara simultan, kation K^+ menstabilkan ikatan anionic melalui interaksi elektrik statis, diikuti dengan langkah pembukaan cincin. Setelah itu, I^- dari KI menyerang atom karbon dari epoksida terikat hydrogen. Kemudian, anion oksigen dari pembukaan cincin *epoxyl* berinteraksi dengan CO_2 untuk membentuk anion etil karbonat, yang dikonversi menjadi etilen karbonat melalui langkah penutupan cincin intramolekul. Sementara itu, KI dan etanol diregenerasi secara keseluruhan. Sangat bermanfaat menyebutkan bahwa *byproduct* berupa cellosolve terbentuk utamanya melalui proses alkoholisis dari *epoxyde*, terdapat kompetisi dengan reaksi sikloadisi. Spekulasi ini dapat dipastikan melalui reaksi antara etanol dan etilen oksida pada percobaan kosong, seperti yang telah didiskusikan pada seksi penyaringan katalis. Kiranya, laju reaksi sangat ditingkatkan melalui stabilisasi dari keadaan transisi dengan bantuan etanol, dengan menghitung untuk peningkatan kinerja katalis.

Kinerja sinergis dari kation K^+ , rantai hidroksil, anion I^- ditujukan untuk membentuk sebuah system katalis yang efektif. Untuk siklus kedua, setelah reaksi sikloadisi, etilen karbonat terbentuk selama proses aktivasi oleh $C_2H_5O-C_2H_5OH$, bermula dari interaksi dari dasar anion $C_2H_5O^-$ dan etanol. Grup anionic $C_2H_5O^-$ dilepaskan secara simultan dengan pembentukan etil (*2-hydroxyethyl*) karbonat. Setelah itu, $C_2H_5O^-$ - C_2H_5OH serupa menyerang grup *methylene* pada sisi $HOCH_2CH_2-$ grup pada etil (*2-hydroxyethyl*) karbonat, menghasilkan pembentukan dietil karbonat dan etilen glikol. Akhirnya, pelepasan $C_2H_5O^-$ membentuk $C_2H_5O^-$ - C_2H_5OH dengan etanol. Melihat mekanisme reaksi, KI merupakan katalis sesungguhnya untuk reaksi sikloadisi dan aktivitas katalis sangat dipengaruhi dengan bantuan etanol, sedangkan katalis dasar dari sodium etoksida merupakan komponen yang digunakan untuk transesterifikasi dari etilen karbonat untuk memproduksi DEC dan etilen glikol secara efektif.

Dari lima macam proses yang telah digunakan dalam proses produksi DEC dari CO_2 , yaitu melalui *Phosgenation Route*,

Oxidative Carbonylation Route, Carbonylation Route, Urea Route, dan Direct Synthesis. Kelebihan dan kekurangan dari lima jenis proses tersebut dapat dilihat pada tabel III.2 berikut.

Tabel III.2 Kelebihan dan Kekurangan Proses Pembuatan DEC

No	Proses	Kelebihan	Kekurangan	Yield
1	Phosgenation of Ethanol (1941)	<ul style="list-style-type: none"> Merupakan proses yang paling tua 	<ul style="list-style-type: none"> Proses rumit dan mahal Prosesnya berbahaya karena bersifat racun (<i>toxic</i>) 	n.a
2	Oxidative Carbonylation of Ethanol (1970)	<ul style="list-style-type: none"> Sudah banyak data penelitian secara eksperimental untuk pengembangan 	<ul style="list-style-type: none"> Laju produksi rendah Katalis mudah terdeaktivasi Korosi akibat by-product yang berupa air 	12,5%
3	Carbonylation of Ethyl Nitrite (1980)	<ul style="list-style-type: none"> Konversi dan selektivitas produk tinggi Beroperasi pada kondisi yang aman 	<ul style="list-style-type: none"> Prosesnya bersifat racun (<i>toxic</i>) Melalui dua proses reaksi 	Konversi dari CO = 9 hingga 24,7%
4	Sintesa EtOH + Urea (2007)	<ul style="list-style-type: none"> Bahan baku tidak beracun, melimpah, dan harganya murah 	<ul style="list-style-type: none"> Bahan baku merupakan produk dari pabrik pupuk yang 	14,2%

		<ul style="list-style-type: none"> • Produk samping yang berupa urea dapat di-<i>recycle</i> menjadi amoniak 	mempunyai nilai jual tersendiri.	
5	<i>Direct Synthesis</i> EtOH dan CO ₂ (2008)	<ul style="list-style-type: none"> • Proses cepat dan yield yang dihasilkan tinggi • Proses tidak beracun (<i>non-toxic</i>) 	<ul style="list-style-type: none"> • Peran katalis sangat penting dan membutuhkan <i>dehydrating agent</i> 	42%

Berdasarkan tabel di atas, ditinjau dari berbagai aspek yang ada, proses yang dipilih ialah melalui *direct synthesis* karena hanya metode inilah yang menggunakan CO₂ sebagai bahan baku, selain itu proses ini menghasilkan yield DEC yang tinggi. Proses *direct synthesis* yang telah digunakan untuk memproduksi DEC ada 3 macam proses yaitu: *Direct synthesis of DEC catalyzed by ZrO₂/Molecular Sieve*, *Direct synthesis of DEC from ethanol and supercritical CO₂* dan *one pot synthesis from CO₂, ethanol, and butylene oxide over CeO₂*. Kelebihan dan kekurangan dari proses *direct synthesis* tersebut dapat dilihat dari tabel di bawah ini:

Tabel III.3 Kelebihan dan Kekurangan Proses Pembuatan DEC melalui *Direct Synthesis*

N o	Metode	Kelebihan	Kekurangan	Yield	Referensi
1.	<i>Direct synthesis of DEC catalyzed by ZrO₂ / Molecular</i>	Yield yang dihasilkan cukup besar	Penggunaan molecular sieves sebagai water trap masih kurang	-	Xuezheng, 2014

	Sieves		efektif menangkap kandungan air		
2.	<i>Direct synthesis of DEC from ethanol and supercritical CO₂</i>	Yield yang dihasilkan tinggi hingga 51%	Bahan baku memiliki fase solid sehingga sulit mengatur kondisi operasi	51%	Fabien et al, 2009
3.	<i>One pot synthesis dari CO₂, ethanol, dan butylene oxide dengan katalis CeO₂</i> a. <i>Pathway 1</i>	<ul style="list-style-type: none"> • Menghasilkan produk samping yang bernilai jual • Konversi relative tinggi 	<ul style="list-style-type: none"> • Proses dilakukan pada tekanan dan suhu tinggi 180 C • Kemungkinan besar reaksi pathway 2 yang mendominasi 	42%	Leino et al, 2011 dan Souza et al, 2014

	b. <i>Pathway 2</i> (<i>Indirect Route</i>)	<ul style="list-style-type: none"> • Menghasilkan produk samping yang bernilai jual • Reaksi dapat Dibatasi • Konversi relative tinggi 	<ul style="list-style-type: none"> • Proses dilakukan pada tekanan dan suhu tinggi 180 C • Membutuhkan 2 reaktor 	75%	
4.	<i>Direct Synthesis of Diethyl Carbonate from Carbon dioxide, Epoxides and Ethanol</i>	<ul style="list-style-type: none"> • Menghasilkan konversi yang relatif tinggi diantara semua sintesis • Dapat dilakukan <i>recycle</i> dengan sedikit penurunan performa katalis • Dilakukan dalam satu reaktor 	<ul style="list-style-type: none"> • Menghasilkan produk samping dengan Yield yang cukup tinggi • Produk dapat berubah jika katalis tidak dikontrol secara baik 	63,6 %	Wang et al, 2014

Dari kekurangan dan kelebihan diatas, dan juga mempertimbangkan yield dari DEC, kami memilih proses *Direct Synthesis of Diethyl Carbonate from Carbon dioxide, Epoxides and Ethanol* untuk menjadi proses pembuatan DEC dalam pra-desain pabrik ini.

III.1.2 Seleksi Proses Katalis

Di dalam proses sintesa ini, diperlukan katalis untuk meningkatkan yield dari DEC dan juga konversi dari bahan baku. Berdasarkan hasil penelitian, KI dan Natrium Etoksida, katalis homogen biner, merupakan katalis yang efektif pada proses produksi DEC dengan disertai penambahan *epoxide* dalam pabrik ini dipilih etilen oksida yang akan meningkatkan produksi DEC karena kesetimbangan reaksi akan bergeser ke arah produk (Anggerta, et al., 2019). Pemilihan katalis ini berdasarkan sifat dari KI yang memiliki nukleofilitas yang tinggi, dari hasil penelitian juga disebutkan bahwa berperan dalam pembukaan ikatan dari etilen oksida, sedangkan EtONa berperan dalam reaksi transesterifikasi (Wang, et al., 2013).

Tabel III.4 Katalis pada Sintesis DEC

Ent ry	Katalis		Konve rsi EO (%)	Yield (%)			
	I	II		DE C	EG	EC	EE
1	-	-	66,5	0	3,5	1,4	47,2
2	-	-	96,4	0	21,4	0	79,3
3	KI	-	97,3	5,5	8,2	80,8	4,0
4	KI	DBU	97,8	20,6	28,3	50,8	2,6
5	KI	Bu ₃ N	98,1	14,1	18,9	72,6	6,5
6	KI	Et ₃ N	97,7	21,5	25,5	64,1	2,8
7	KI	La ₂ O ₃	97,3	3,6	6,8	77,3	14,1
8	KI	CeO ₂	94,2	8,9	15,8	67,8	3,1
9	KI	MgO	97,4	5,8	9,2	79,1	4,0
10	KI	MgAl- LDO	97,3	9,4	16,3	68,3	4,2
11	KI	ZnMg O _x	96,3	6,4	10,6	74,5	4,0

12	KI	MgCO ₃	97,2	4,2	6,7	75,7	3,7
13	KI	EtONa	97,2	30,8	39,4	34,8	4,1
14	KBr	EtONa	95,4	29,6	39,2	44,4	6,5
15	KCl	EtONa	93,7	21,5	27,1	46,5	16,8
16	-	EtONa	80,6	11,6	16,8	19,1	42,6
17	NaI	EtONa	98,9	27,8	35,2	51,2	2,7
18	Bu ⁴ N I	EtONa	99,0	31,6	29,6	53,1	3,5
19	Me ⁴ NI	EtONa	98,9	29,0	25,4	53,9	2,9
20	NaI	EtOK	98,7	16,7	23,7	64,6	2,5
21	-	EtOK	84,7	12,8	21,6	33,1	28,3

(Wang, et al., 2013)

Tabel III.5 Karakteristik Potasium Iodida (KI)

Bentuk	Padatan putih
Rumus Molekul	KI
Berat Molekul	166,0028 gr/mol
Titik Leleh	681 ⁰ C
Titik Didih	1330 ⁰ C
Densitas	3,123 gr/cm ³

Tabel III.6 Karakteristik Natrium Etoksida

Bentuk	Bubuk putih kekuningan
Rumus Molekul	C ₂ H ₅ ONa
Berat Molekul	65,05 gr/mol
Titik Leleh	260 ⁰ C
Titik Didih	N/A
Densitas	0,868 gr/cm ³ (di dalam larutan etanol 21%)

Berdasarkan berbagai literatur, katalis dan *epoxides* memiliki peran penting untuk meningkatkan produksi DEC dalam unit sintesis. *Epoxide* sebagai *dehydration agent* diperlukan dalam sintesis karena sintesis DEC reaksinya akan sulit terjadi secara spontan sehingga membutuhkan *dehydration agent* agar terjadi *direct synthesis* pembentukan *carbonate compounds*. *Dehydrating*

agent dapat berupa MgSO_4 , etilen oksida, propilen oksida, atau butilen oksida. Dalam hal ini, etilen oksida dipilih sebagai *dehydration agent* karena lebih optimal dan dapat membentuk DEC dengan yield lebih tinggi daripada yang lain.

III.1.3 Seleksi Proses Pemurnian Produk

Proses pemisahan campuran di dalam produksi dietil karbonat menjadi beberapa komponen-komponennya yaitu dietil karbonat, cellosolve, *etilen karbonat* dan etilen glikol *adalah dengan menggunakan proses distilasi*. Distilasi merupakan metode yang digunakan untuk memisahkan komponen-komponen yang terdapat dalam satu larutan atau campuran dan tergantung pada distribusi komponen-komponen tersebut antara fasa uap dan fasa cair. Semua komponen tersebut terdapat dalam fasa cairan dan uap. Fasa uap terbentuk dari fasa cair melalui penguapan (evaporasi) pada titik didih-nya (Geankoplis, 1997).

Dengan adanya beberapa komponen, beban distilasi akan menjadi besar sehingga untuk mengurangi beban tersebut dapat dilakukan dengan pemisahan awal bahan yang mudah menguap, sedangkan bahan yang sulit menguap dipisahkan terakhir. Urutan pemisahan didalam kolom distilasi tersebut dinamakan Sequence Distillation.

Sequence Distillation adalah suatu metode yang digunakan untuk memperoleh beban pemisahan terkecil didalam distilasi dengan mempertimbangkan urutan-urutan pemisahan dari masing-masing komponen. Salah satu cara didalam membuat Sequence Distillation ini adalah berdasarkan perbedaan titik didih dari dua komponen didalam kolom distilasi tersebut (Smith, 2005) . Berikut data fraksi massa dan titik didih masing-masing komponen dalam produk dan by product pabrik DEC :

Tabel III.4 Komposisi dan Titik Didih Komponen Hasil Sintesa DEC

Komponen	Kandungan (% massa)	Titik Didih (°C)	α (Relative Volatility)
Dietil Karbonat	14	126	1.63
<i>Cellosolve</i>	1	135	1.4852
Etilen Glikol	28	197,2	0,2907
Etilen Karbonat	77	243,6	0,0353

Sumber: MSDS

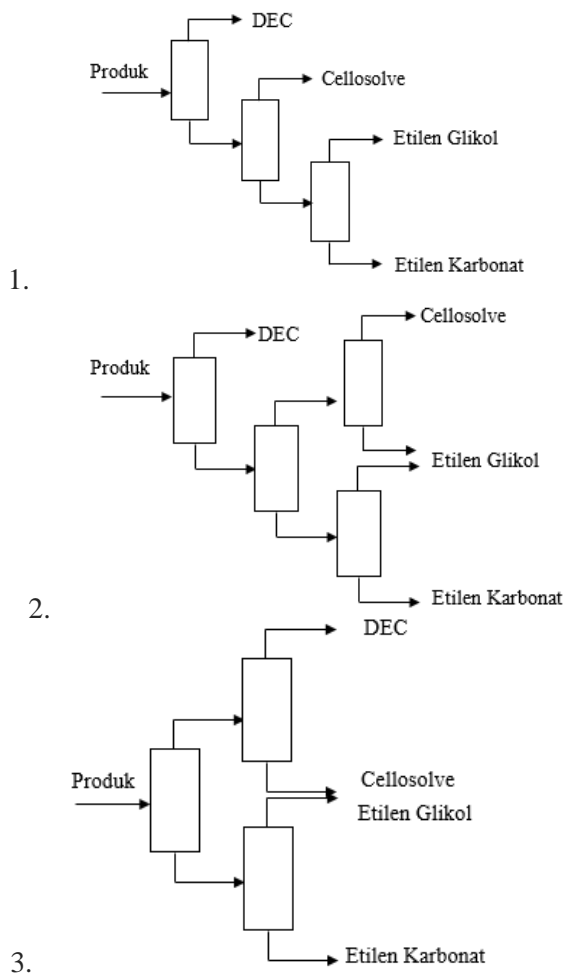
Berdasarkan jumlah produk, dapat ditentukan jumlah alternatif proses distilasi yang akan digunakan. Berikut adalah tabel yang menunjukkan jumlah kemungkinan konfigurasi yang mungkin terjadi dari proses sequences distillation :

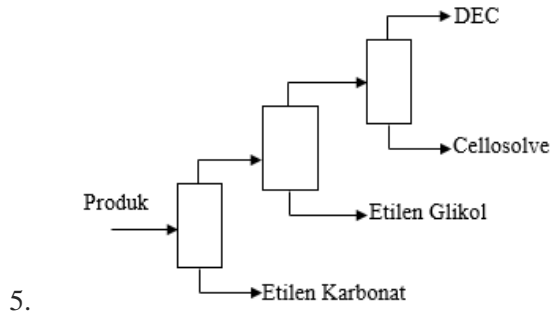
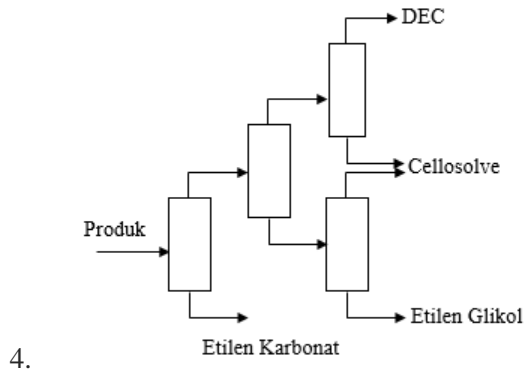
Tabel III.5 Jumlah Alternatif Proses Distilasi Berdasarkan Jumlah Produk

Jumlah produk	Jumlah alternatif konfigurasi distilasi
2	1
3	2
4	5
5	14
6	42
7	132
8	429

(Ness, 1967)

Produk hasil sintesa DEC mengandung empat komponen yang berarti terdapat 5 alternatif konfigurasi proses distilasi. Berikut adalah alternatif konfigurasi proses distilasi pada produk hasil sintesa DEC:





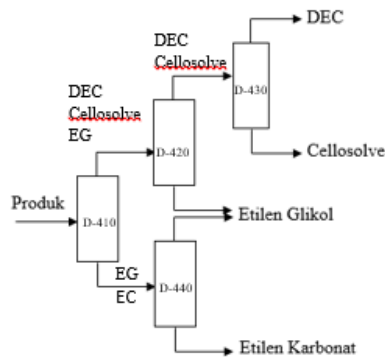
Dari 5 macam urutan distilasi yang bisa dibentuk, maka dalam menentukan urutan distilasi yang terbaik menggunakan persamaan dibawah ini untuk mengetahui nilai beban distilasi dimana beban distilasi yang paling kecil adalah proses distilasi yang paling baik :
sehingga didapatkan nilai laju uap tiap alternatif distilasi berikut ini :

Tabel III.6 Perbandingan Laju Uap Tiap Alternatif Distilasi

Alternatif	Beban Distilasi
1)	1.949,707
2)	1.926,302
3)	471,1249

Alternatif	Beban Distilasi
4)	1057,816
5)	990,2295

Pada alternatif distilasi yang ketiga, yang dipisahkan terlebih dahulu adalah DEC ; Cellosolve; dan sedikit Etilen Glikol yang terikut dipisahkan dengan EC; EG, distilasi kedua yang dipisahkan adalah DEC, cellosolve dengan EG . Sedangkan pada kolom distilasi ketiga, sebagai distilat adalah DEC dan produk bottom adalah Cellosolve. Untuk kolom distilasi keempat memisahkan EC dan EG, dengan produk distillate adalah EG dan produk bottom adalah EC.



Gambar III.7 Alternatif proses distilasi yang dipilih

III.2 Uraian Proses

Proses produksi DEC dari CO₂, etanol, dan etilen oksida terbagi dalam beberapa tahapan. Bahan baku CO₂ yang digunakan berasal dari *flue gas* PT. Badak NGL dengan kandungan terbesar adalah CO₂ sebesar $\pm 94\%$.

Proses pembuatan Dietil Karbonat dari *flue gas* PT. Badak NGL *feed* dengan *molar rate* 42,33 MMSCFD, tekanan 1,8 bar, temperature 46,15 °C, dan kandungan CO₂ sebesar 71, 22%.

Proses produksi DEC dari CO₂, etanol, dan etilen oksida terdiri dari beberapa tahapan proses. Tahapan proses ini meliputi

unit sintesis, unit separasi, dan unit purifikasi. Dari masing – masing tahapan proses tersebut, tersusun dari unit operasi yang berbeda sesuai dengan fungsi dari unit tersebut.

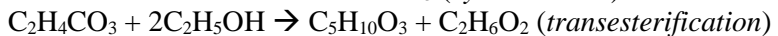
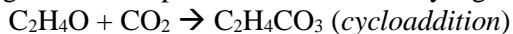
III.3.1 Unit *Pre-Treatment*

Kandungan H₂O pada *flue gas* PT. Badak NGL masih mengandung sekitar 6%, dengan demikian diperlukan proses pemisahan dengan menggunakan *flash separator* (H-112) sehingga didapat kandungan CO₂ sebesar 99,4% dan H₂O sebesar 0,22% sehingga aliran ini dapat digunakan dalam sintesis DEC. Produk bawah proses pemisahan tersebut sebagian besar berisi H₂O yang akan dialirkan menuju *Waste Water Treatment*.

III.3.2 Unit Sintesis

Pada tahap sintesis, bahan baku (etanol, CO₂, dan etilen oksida) dialirkan ke dalam reaktor. Reaktor yang digunakan adalah *tricle bed reactor*. Etanol dengan suhu 169,8°C dan tekanan sebesar 30 bar dari line <13> bergabung dengan *line* etanol *recycle* dari *separation unit* menjadi *line* <14> melalui *Mixer* (M-117), kemudian masuk ke dalam reaktor. Sedangkan CO₂ dengan suhu 169,8°C dan tekanan 30 bar serta begitu juga dengan etilen oksida dengan kondisi yang sama masuk ke dalam reaktor (R-210).

Berikut ini merupakan reaksi yang terjadi di dalam reaktor dengan kondisi operasi dan bahan baku yang digunakan.



Setelah keluar dari reaktor, yaitu *line* <16> yaitu produk dengan fase *liquid*. Aliran tersebut mengandung etanol sisa, produk DEC, produk EG, produk EC, dan produk *Cellosolve*.

III.3.3 Unit Separasi

Pada unit ini, *line* <17> yang merupakan outlet dari Reaktor (R-210), dimana kandungan komponen ringan seperti metana dan etilen oksida masih ada dan bisa mempengaruhi

kemurnian produk sehingga harus dipisahkan melalui *flash separator* (H-310). Produk atas berisi komponen ringan akan dibuang ke udara sedangkan produk bawah yang berisi produk dan etanol yang masih besar akan dialirkan menuju proses distilasi (D-310) untuk memisahkan etanol dari produk yang mana etanol tersebut akan di-*recycle* dan digabung dengan etanol *make up* untuk direaksikan kembali di dalam reaktor. *Line* <20> masuk ke dalam kolom distilasi (D-310) untuk memisahkan etanol yang tidak bereaksi dan sedikit etilen oksida yang masih terikut di dalam proses. Top produk dari kolom distilasi (D-310), *line* <24>, dikondensasi secara total (*total condenser*) dengan harapan bahwa aliran yang kaya etanol dapat langsung di-*recycle* dan akan diproses sebelum diumpankan kembali ke dalam reaktor. Sedangkan *Bottom Product* yang kaya akan DEC, EC, EG, serta *Cellosolve* akan dipisahkan lebih lanjut pada tahapan berikutnya.

Pada *recycle* etanol, aliran *Top Product*, *line* <24> dari distilasi (D-310) akan menuju pompa untuk dinaikkan tekanannya menjadi 30,6 bar agar memiliki tekanan yang sama dengan etanol *make up*, lalu *line* <26> yang keluar dari pompa akan dicampur dengan *ethanol make up* (*line* <13>) yang memiliki konsentrasi 98%. Sehingga yang keluar dari *Mixer* merupakan aliran etanol dengan konsentrasi 91% (*line* <14>) yang seharusnya akan menuju reaktor (R-210).

III.3.4 Unit Pemurnian Produk

Pada tahapan purifikasi terbagi menjadi tiga bagian yaitu proses purifikasi *ethylene glycol*, *ethylene carbonate* dan DEC.

Aliran *bottom product* dari proses distilasi D-310 akan dipompa dan dialirkan menuju kolom distilasi D-410 untuk memisahkan campuran produk sehingga yang keluar sebagai produk atas mengandung komponene DEC, *Cellosolve*, dan sebagian kecil Etilen Glikol. Sedangkan produk bawah mengandung komponen Etilen Glikol dan Etilen Karbonat. *Line* <34> yang merupakan produk atas kolom distilasi D-410 dialirkan ke dalam kolom distilasi (D-420) untuk memisahkan Etilen Glikol

yang masih terikut didalam campuran DEC-*Cellosolve*, sehingga didapat produk atas yang mengandung komponen DEC dan *Cellosolve*, sedangkan produk bawah mengandung komponen Etilen Glikol. Kemudian *Line* <42> yang merupakan produk atas kolom distilasi D-420 dialirkan ke dalam kolom distilasi D-430 untuk memurnikan produk DEC dan *Cellosolve*. Sehingga didapat produk atas berupa Dietil Karbonat dengan kemurnian sebesar 99,96%, sedangkan produk bawah berupa *Cellosolve* dengan kemurnian sebesar 99,83%. Kemudian *Line* <38> yang merupakan produk bawah kolom distilasi D-410 dialirkan ke dalam kolom distilasi D-440 untuk memurnikan Etilen Glikol dan Etilen Karbonat. Produk atas kolom distilasi D-440, *Line* <63>, akan dicampur dengan produk bawah kolom distilasi D-430, *Line* <46>, untuk menjadi produk akhir Etilen Glikol, sehingga didapat produk Etilen Glikol dengan kemurnian sebesar 99,51%, sedangkan produk bawah kolom distilasi D-440, *Line* <67>, berupa produk Etilen Karbonat dengan kemurnian sebesar 99,99%. Keempat produk hasil sintesa DEC diturunkan tekanannya hingga mencapai tekanan atmosferik kemudian dialirkan ke *storage* masing-masing produk.

BAB IV

NERACA MASSA DAN ENERGI

IV.1 NERACA MASSA

Basis perhitungan	: 1 jam operasi	
Kapasitas	: 220.000 ton/tahun produk Dietil Karbonat	
Jumlah hari operasi	: 330 hari/tahun	
Jumlah jam operasi	: 24 jam/hari	
Bahan baku	: a. Carbon dioxide (CO_2)	BM = 44,01
	b. Ethanol ($\text{C}_2\text{H}_5\text{OH}$)	BM = 46,069
	c. Ethylene oxide ($\text{C}_2\text{H}_4\text{O}$)	BM = 44,053
Produk samping	: a. Ethylene Carbonate ($\text{C}_3\text{H}_4\text{O}_3$)	BM = 88,06
	b. Ethylene Glycol ($\text{C}_2\text{H}_6\text{O}_2$)	BM = 62,07
	c. 2-Ethoxy Ethanol ($\text{C}_4\text{H}_{10}\text{O}_2$)	BM = 90,12
Produk utama	: Diethyl Carbonate ($\text{C}_5\text{H}_{10}\text{O}_3$)	BM = 118,134

Pemilihan dan Pendefinisian Fluid Package :

1. Dalam pengerjaan tugas pra desain pabrik DEC dari sintesa Etilen Oksida, Etanol dan CO_2 ini menggunakan perhitungan excel dengan bantuan software ASPEN HYSYS versi 8.8
2. HYSYS fluid package berfungsi sebagai dasar perhitungan untuk termodinamika (berupa data molar entalpi, molar entropi, standart ideal liquid flow dan lain-lain) dan juga sebagai dasar perhitungan suhu dan tekanan pada sistem.
3. Pada DEC Plant ini adalah sistem gas HC bertekanan tinggi sehingga dipilih Antoine package serta Peng-Robinson Package sebagai dasar perhitungannya. Perhitungan dilakukan dengan alur mundur dari produk hingga menjadi bahan baku. Mula-mula dilakukan proses pemurnian CO_2 terlebih dahulu yang diperoleh dari Flue Gas PT Badak NGL. Selanjutnya, gas CO_2 murni yang

IV-2

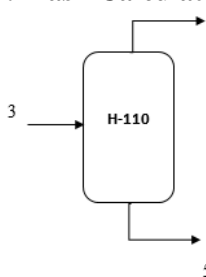
nantinya digunakan sebagai bahan baku, barulah lanjut pada tahap produksi Diethyl Carbonate (DEC). Pada tabel IV.1 merupakan komposisi gas yang akan dimurnikan.

Tabel IV.1 Komposisi Flue Gas PT. Badak NGL

No.	Komponen	BM	Mole Fraction	Molar Flow (kmol/jam)	
1	CO ₂	44,010	0,939	1.979,486	87.117,170
2	Methane	16,040	0,003	6,009	96,389
3	Ethane	30,070	0,000	0,569	17,119
4	Propane	44,100	0,000	0,337	14,878
5	n-Butane	58,120	0,000	0,084	4,902
6	i-Butane	58,120	0,000	0,032	1,838
7	Pentane	72,150	0,000	0,032	2,282
8	C6+	86,180	0,000	0,063	5,451
9	H ₂ O	18,020	0,058	121,915	2.196,910
Total			1,000	2.108,528	89.456,939

A.1 Neraca Massa CO₂ Capture

1. Flash Calculation



Keterangan :

3 = Aliran feed masuk dari Flue Gas PT Badak NGL

4 = Aliran gas yang kaya akan CO₂

5 = Aliran liquid yang sedikit mengandung CO₂

Tabel IV.1.1 Neraca Masa Flash Separator H-110

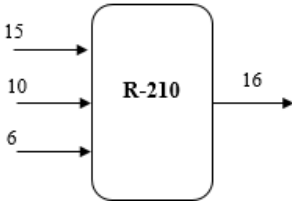
Komponen	Arus Masuk (kg)	Arus Keluar (kg)	
	<3>	<4>	<5>
CO ₂	87.117,170	84.748,30	2.368,87
Methane	96,389	96,11	0,28
Ethane	17,119	16,42	0,70
Propane	14,878	12,68	2,20
n-Butane	4,902	3,03	1,87
i-Butane	1,838	1,27	0,57
Pentane	2,282	0,77	1,51
C6+	5,451	0,77	4,68
H ₂ O	2.196,910	76,29	2.120,62
Total	89.456,939	84.955,63	4.501,31
Total	89.456,94	89.456,94	

2. Reaktor (R-210)

Berfungsi untuk mereaksikan etanol, CO₂, dan ethylene oxide

Keterangan:

- 6 = Aliran Feed CO₂
- 10 = Aliran Feed Ethylene Oxide
- 15 = Aliran Feed Ethanol
- 16 = Aliran produk reaktor (liquid)



Tabel IV.1.2 Neraca Masa Reaktor R-210

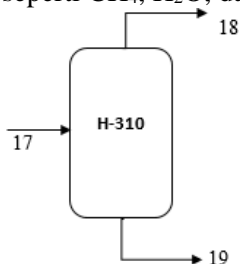
Komponen	BM	Arus Masuk (kg)			Arus Keluar (kg)
		6	10	15	16
CO ₂	44,010	84.748	0,00	0,00	0,00
Methane	16,04	96,11	0,00	0,43	96,54
Ethane	30,07	16,42	0,00	1,72	18,14
Propane	44,1	12,68	0,00	4,81	17,49

IV-4

n-Butane	58,12	3,03	0,00	3,07	6,11
i-Butane	58,12	1,27	0,00	1,07	2,34
Pentane	72,15	0,77	0,00	1,30	2,07
C6+	86,18	0,77	0,00	1,73	2,50
Ethylene Carbonate	88,060	0,00	0,00	0,00	148.003,64
Cellosolve	90,122	0,00	0,00	0,00	1.698,50
Ethylene Glycol	62,069	0,00	0,00	0,00	15.203,40
Diethyl Carbonate	118,130	0,00	0,00	0,00	28.935,19
H ₂ O	18,015	76,27	0,00	867	943,71
Ethanol	46,070	0,00	0,00	530.402	506.964,57
Ethylene Oxide	44,054	0,00	1,E+05	0	15.775,19
Total		84.956	1,E+05	531.284	717.669,39
TOTAL	717.669,39				717.669,39

3. Flash Separator (H-310)

Berfungsi untuk memisahkan aliran produk dengan *impurities* seperti CH₄, H₂O, dan beberapa senyawa lain.



Keterangan:

17 = Aliran hasil keluaran reaktor

18 = Aliran purge yang akan dibuang

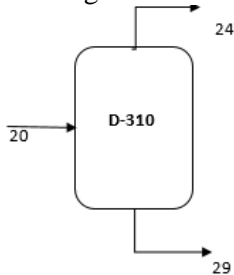
19 = Aliran banyak mengandung produk yang akan didistilasi

Tabel IV.1.3 Neraca Masa Flash Separator H-310

Komponen	Arus Masuk (kg)	Arus Keluar (kg)	
	17	18	19
CO ₂	0,00	0,00	0,00
Methane	96,54	96,11	0,43
Ethane	18,14	16,42	1,72
Propane	17,49	12,73	4,76
n-Butane	6,11	3,00	3,10
i-Butane	2,34	1,28	1,05
Pentane	2,07	0,59	1,47
C6+	2,50	0,39	2,12
Ethylene Carbonate	148.004	3,08	148.000,57
Cellosolve	1.698,50	52,42	1.646,09
Ethylene Glycol	15.203,40	46,58	15.156,82
Diethyl Carbonate	28.935,19	1.087,01	27.848,18
H ₂ O	943,71	83,54	860,17
Ethanol	506.964,6	87.425,63	419.538,94
Ethylene Oxide	15.775,19	7.527,98	8.247,21
Total	717.669,4	96.356,77	621.312,61
TOTAL	717.669,4	717.669,4	

4. Distilasi D-310

Berfungsi untuk memisahkan etanol dengan aliran produk



Keterangan :

20 = aliran produk keluaran flash H-310

24 = aliran kaya akan etanol yang akan di recycle ke reaktor

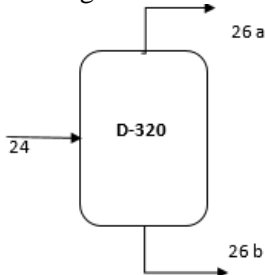
29 = aliran produk yang tidak banyak mengandung etanol

Tabel IV.1.4 Neraca Masa Kolom Distilasi D-310

Komponen	Masuk	Keluar	
	Arus (20)	Arus (29)	Arus (24)
	Massa (kg)	Massa (kg)	Massa (kg)
CO ₂	0,00	0,00	0,00
Methane	0,43	0,00	0,43
Ethane	1,72	0,00	1,72
Propane	4,76	0,00	4,76
n-Butane	3,10	0,00	3,10
i-Butane	1,05	0,00	1,05
Pentane	1,47	0,00	1,47
C6+	2,12	0,00	2,12
Etilen Karbonat	148.000,57	148.000,57	0,00
Cellosolve	1.646,09	1.646,01	0,08
Etilen Glikol	15.156,82	15.156,82	0,00
Dietil Karbonat	27.848,18	27.820,33	27,85
H ₂ O	860,17	0,86	859,31
Etanol	419.538,94	0,00	419.538,93
Etilen Oksida	8.247,21	0,00	8.247,21
Total	621.312,61	192.624,59	428.688,02
TOTAL	621.312,61	621.312,61	

5. Distilasi D-320

Berfungsi memisahkan etanol dengan air.



Keterangan :

24 = aliran top produk D-310

26 a = aliran kaya akan etanol sebagai recycle

29 = aliran produk yang kaya akan air

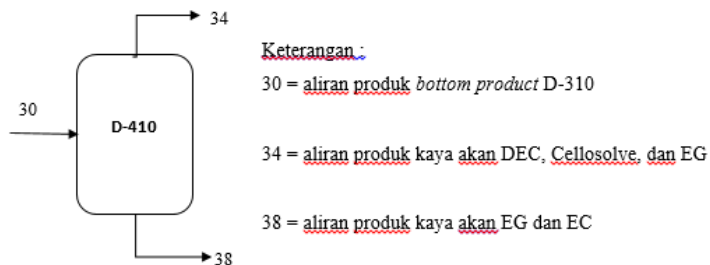
Tabel IV.1.4 Neraca Masa Kolom Distilasi D-320

Komponen	Masuk	Keluar	
	Arus (24)	Arus (26a)	Arus (26b)
	Massa (kg)	Massa (kg)	Massa (kg)
CO ₂	0,000	0,000	0,000
Methane	0,432	0,432	0,000
Ethane	1,715	1,715	0,000
Propane	4,758	4,758	0,000
n-Butane	3,104	3,104	0,000
i-Butane	1,052	1,052	0,000
Pentane	1,474	1,474	0,000
C6+	2,116	2,115	0,000
Etilen Karbonat	0,000	0,000	0,000
Cellosolve	0,075	0,000	0,075
Etilen Glikol	0,000	0,000	0,000
Dietyl Karbonat	27,848	0,000	27,848
H ₂ O	859,306	0,086	859,220
Etanol	419.538,932	419.496,978	41,954
Etilen Oksida	8.247,212	0,000	8.247,212
Total	428.688,024	419.511,715	9.176,309

Komponen	Masuk	Keluar	
	Arus (24)	Arus (26a)	Arus (26b)
	Massa (kg)	Massa (kg)	Massa (kg)
TOTAL	428.688,024	428.688,024	

6. Kolom Distilasi D-410

Berfungsi untuk memisahkan DEC, Cellosolve dengan EC, EG.



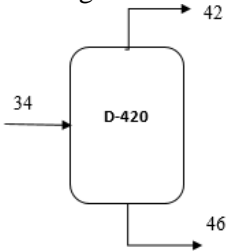
Tabel IV.1.5 Neraca Masa Kolom Distilasi D-410

Komponen	Masuk	Keluar	
	Arus (30)	Arus (34)	Arus (38)
	Massa (kg)	Massa (kg)	Massa (kg)
CO ₂	0,00	0,000	0,000
Methane	0,00	0,000	0,000
Ethane	0,00	0,000	0,000
Propane	0,00	0,000	0,000
n-Butane	0,00	0,000	0,000
i-Butane	0,00	0,000	0,000
Pentane	0,00	6,28805E-13	2,74246E-22
C6+	0,00	1,50055E-07	1,61958E-14
Etilen Karbonat	148.000,57	2,59206E-06	148000,5661
Cellosolve	1.646,01	1.644,364	1,646

Komponen	Masuk	Keluar	
	Arus (30)	Arus (34)	Arus (38)
	Massa (kg)	Massa (kg)	Massa (kg)
Etilen Glikol	15.156,82	15,157	15.141,665
Dietil Karbonat	27.820,33	27.762,817	57,511
H ₂ O	0,86	0,860	0,000
Etanol	0,00	0,004	0,000
Etilen Oksida	0,00	0,000	0,000
Total	192.624,59	29.423,202	163.201,388
TOTAL	192.624,59	192.624,59	

7.Kolom Distilasi (D-420)

Berfungsi untuk memisahkan DEC, cellosolve, dan Etilen Glikol.



Keterangan :

34 = aliran produk kaya akan DEC, cellosolve, dan EG

42 = aliran kaya DEC dan cellosolve

46 = aliran kaya EG

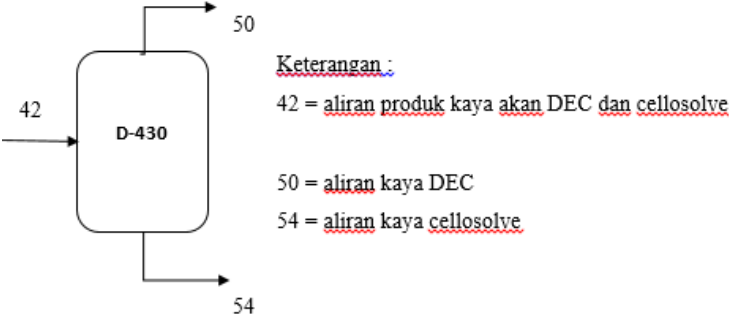
Tabel IV.1.6 Neraca Masa Kolom Distilasi D-420

Komponen	Masuk	Keluar	
	Arus (34)	Arus (42)	Arus (46)
	Massa (kg)	Massa (kg)	Massa (kg)
CO ₂	0,000	0,000	0,000
Methane	0,000	0,000	0,000
Ethane	0,000	0,000	0,000
Propane	0,000	0,000	0,000
n-Butane	0,000	0,000	0,000
i-Butane	0,000	0,000	0,000

Komponen	Masuk	Keluar	
	Arus (34)	Arus (42)	Arus (46)
	Massa (kg)	Massa (kg)	Massa (kg)
Pentane	6,28805E-13	6,28805E-13	1,39103E-25
C6+	1,50055E-07	1,50055E-07	1,4989E-17
Etilen Karbonat	2,59206E-06	1,11249E-28	2,59206E-06
Cellosolve	1.644,364	1.644,200	0,1644364
Etilen Glikol	15,157	0,002	15,155
Dietil Karbonat	27.762,817	27.762,353	0,464
H ₂ O	0,8602	0,8602	2,15576E-08
Etanol	0,003975504	0,003975504	3,20586E-13
Etilen Oksida	0,000	0,000	0,000
Total	29423,20206	29407,418	15,784
TOTAL	29.423,202	29.423,202	

8.Kolom Distilasi (D-430)

Befungsi untuk memisahkan DEC dan cellosolve.



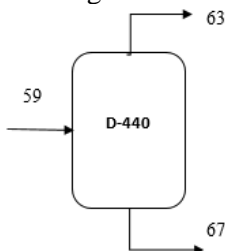
Tabel IV.1.7 Neraca Masa Kolom Distilasi D-430

Komponen	Masuk	Keluar	
	Arus (42)	Arus (50)	Arus (54)
	Massa (kg)	Massa (kg)	Massa (kg)
CO ₂	0,00	0,00	0,00

Methane	0,00	0,00	0,00
Ethane	0,00	0,00	0,00
Propane	0,00	0,00	0,00
n-Butane	0,00	0,00	0,00
i-Butane	0,00	0,00	0,00
Pentane	0,00	0,00	0,00
C6+	0,00	0,00	0,00
Etilen Karbonat	0,00	0,00	0,00
Cellosolve	1.644,20	0,16	1.644,04
Etilen Glikol	0,00	0,00	0,00
Dietil Karbonat	27.762,35	27.759,58	2,78
H ₂ O	0,86	0,86	0,00
Etanol	0,00	0,00	0,00
Etilen Oksida	0,00	0,00	0,00
Total	29.407,42	27.760,61	1.646,81
TOTAL	29.407,42	29.407,42	

9. Kolom Distilasi (D-440)

Berfungsi untuk memisahkan Etilen Karbonat dan Etilen Glikol



Keterangan :

59 = aliran produk kaya akan Etilen Karbonat dan Etilen Glikol

63 = aliran kaya Etilen Glikol

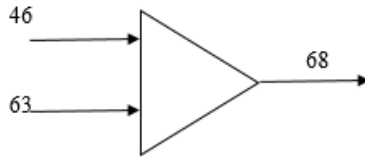
67 = aliran kaya Etilen Karbonat

Tabel IV.1.8 Neraca Masa Kolom Distilasi D-440

Komponen	Masuk	Keluar	
	Arus (59)	Arus (63)	Arus (67)
	Massa (kg)	Massa (kg)	Massa (kg)
CO ₂	0,000	0,000	0,000
Methane	0,000	0,000	0,000
Ethane	0,000	0,000	0,000
Propane	0,000	0,000	0,000
n-Butane	0,000	0,000	0,000
i-Butane	0,000	0,000	0,000
Pentane	0,000	0,000	0,000
C6+	0,000	0,000	0,000
Etilen Karbonat	148.000,566	14,800	147.985,766
Cellosolve	1,646	1,646	0,000
Etilen Glikol	15.141,665	15.140,151	1,514
Dietil Karbonat	57,511	57,511	0,000
H ₂ O	0,000	0,000	0,000
Etanol	0,000	0,000	0,000
Etilen Oksida	0,000	0,000	0,000
Total	163.201,388	15.214,108	147.987,280
Total	163.201,388	163.201,388	

10. Mixing Point (M-426)

Berfungsi untuk mencampurkan aliran kaya EG dari distilasi D-440 dengan bottom product aliran D-410

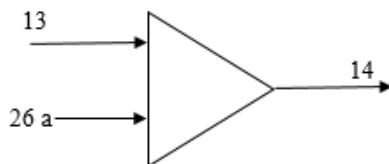


Tabel IV.1.9 Neraca Masa Mixing Point M-426

Komponen	[46]	[63]	[68]
	Massa (kg)	Massa (kg)	Massa (kg)
CO ₂	0,00	0,00	0,00
Methane	0,00	0,00	0,00
Ethane	0,00	0,00	0,00
Propane	0,00	0,00	0,00
n-Butane	0,00	0,00	0,00
i-Butane	0,00	0,00	0,00
Pentane	0,00	0,00	0,00
C6+	0,00	0,00	0,00
Etilen Karbonat	0,00	14,80	14,80
Cellosolve	0,16	1,65	1,81
Etilen Glikol	15,16	15,140	15,155
Dietil Karbonat	0,46	57,51	57,98
H ₂ O	0,00	0,00	0,00
Etanol	0,00	0,00	0,00
Etilen Oksida	0,00	0,00	0,00
Total	15.230,89		15.230,89

11. Mixing Point (M-427)

Berfungsi untuk merecycle ethanol yang keluar dari reaktor dan akan dicampur dengan ethanol make up.



Tabel IV.1.10 Neraca Masa Mixing Point M-427

Komponen	[13]	[26a]	[14]
	Massa (kg)	Massa (kg)	Massa (kg)
CO ₂	0,00	0,000	0,00
Methane	0,00	0,432	0,43
Ethane	0,00	1,715	1,72
Propane	0,00	4,758	4,76
n-Butane	0,00	3,104	3,10
i-Butane	0,00	1,052	1,05
Pentane	0,00	1,474	1,47
C6+	0,00	2,115	2,12
Etilen Karbonat	0,00	0,000	0,00
Cellosolve	0,00	0,000	0,00
Etilen Glikol	0,00	0,000	0,00
Dietil Karbonat	0,00	0,000	0,00
H ₂ O	867	0	867,4
Etanol	1,E+05	419497	5,E+05
Etilen Oksida	0,0	0,0	0
Total	531.285,0		531.285,0

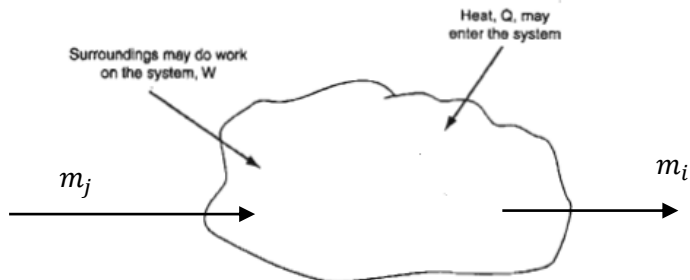
IV.2 NERACA ENERGI

Perhitungan neraca energi dalam desain pabrik ini menggunakan Hysys versi 8.8. Dari perhitungan neraca energi dapat ditentukan kebutuhan energi untuk proses, utilitas dan kebutuhan energi lain yang terkait dalam perhitungan. Dalam perhitungan ini berlaku persamaan neraca energi dengan persamaan sebagai berikut:

$$\frac{d(mU)}{dt} = \sum_j \dot{m}_j \left(H_j + \frac{1}{2} u_j^2 + z_j g \right) - \sum_i \dot{m}_i \left(H_i + \frac{1}{2} u_i^2 + z_i g \right) + \dot{Q} + \dot{W}_s$$

Dimana:

$\frac{d(mU)}{dt}$	= perubahan energi pada suatu sistem akibat akumulasi
\dot{m}	= laju alir massa
H	= entalpi
u	= kecepatan rata-rata aliran
z	= elevasi di atas level datum
g	= percepatan gravitasi
Subscript i	= aliran keluar dari sistem
Subscript j	= aliran masuk pada sistem
\dot{Q}	= laju panas yang masuk pada sistem
\dot{W}_s	= laju kerja poros pada sistem



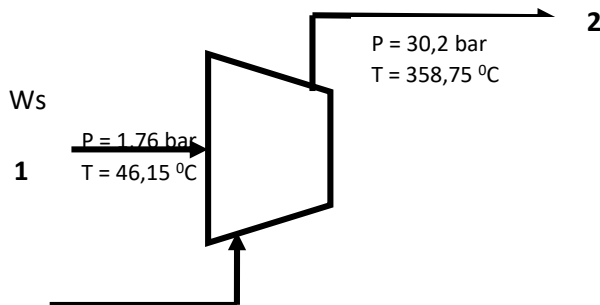
Untuk sistem *steady state*, $\frac{d(mU)}{dt} = 0$, sehingga persamaan menjadi:

$$\sum_i \dot{m}_i \left(H_i + \frac{1}{2} u_i^2 + z_i g \right) - \sum_j \dot{m}_j \left(H_j + \frac{1}{2} u_j^2 + z_j g \right) = \dot{Q} + \dot{W}_s$$

Dalam perhitungan neraca energi ini yang digunakan sebagai dasar perhitungan adalah :

- Kapasitas produk 250.000 ton/tahun
- Basis 1 jam operasi
- Satuan yang digunakan adalah kilo Joule (kJ)
- Kondisi referensi : Gas ideal pada 25 °C, 1 atm dan H.ref = 0

1. CO₂ Compressor G-112



Dengan menganggap kompresor bekerja secara adiabatik, maka:

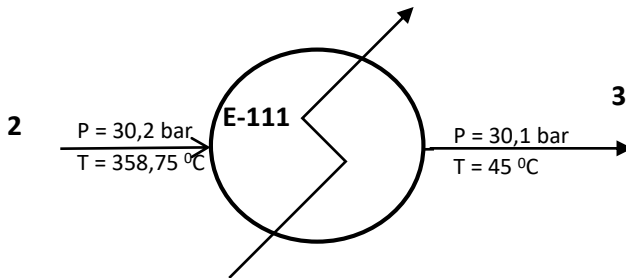
$$\Delta H = H_{out} - H_{in} = W_s$$

$$\eta \text{ (efisiensi)} = 75 \%$$

Tabel IV.2.1 Neraca Energi CO₂ Compressor G-112

Masuk (kJ)		Keluar (kJ)	
H ₁	3.265.546,36	H ₂	20.178.907,6800
W _s	16.913.361,3190		
Total	20.178.907,6800	Total	20.178.907,6800

2. CO₂ Cooler (E-111)



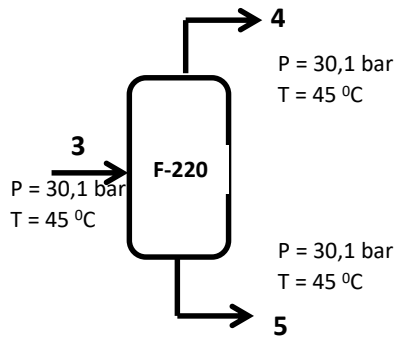
Heat duty (Q) dapat ditentukan melalui persamaan:

$$\Delta H = H_{out} - H_{in} = Q$$

Tabel IV.2.2 Neraca Energi CO₂ Cooler E-111

Masuk (kJ)		Keluar (kJ)	
H ₂	20.178.907,6800	H ₃	1.537.934,6621
		Q	18.640.973,02
Total	20.178.907,6800	Total	20.178.907,6800

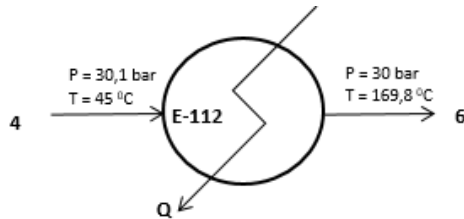
3. CO₂ Separator (H-112)



Tabel IV.2.3 Neraca Energi Flash Tank H-112

Masuk (kJ)		Keluar (kJ)	
H ₃	1.537.934,6621	H ₄	78.671,3768
		H ₅	1.459.263,2853
Total	1.537.934,6621	Total	1.537.934,6621

4. Heater (E-112)



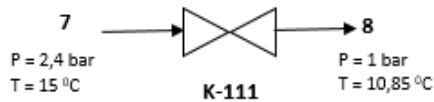
Heat duty (Q) dapat ditentukan melalui persamaan:

$$\Delta H = H_{out} - H_{in} = Q$$

Tabel IV.2.4 Neraca Energi Heater (E-112)

Masuk (kJ)		Keluar (IJ)	
H_4	78.671,3768	H_6	9.459.671,3768
Q	9.381.000		
Total	9.459.671,3768	Total	9.459.671,3768

5. Valve (K-111)

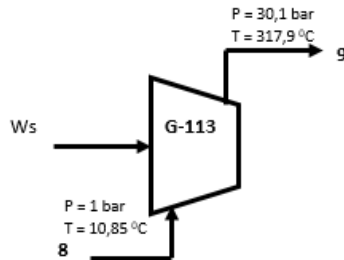


$$\Delta H = H_{out} - H_{in} = Q$$

Tabel IV.2.5 Neraca Energi Valve (K-111)

Masuk (kJ)		Keluar (kJ)	
H_7	139.005.863,4747	H_8	139.005.863,4747
Total	139.005.863,4747	Total	139.005.863,4747

6. Kompresor (G-113)



Dengan menganggap kompresor bekerja secara adiabatik, maka:

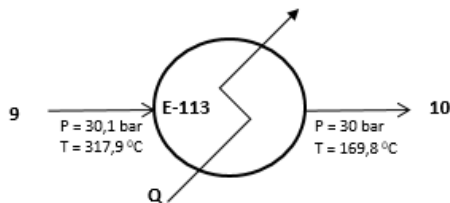
$$\Delta H = H_{out} - H_{in} = W_s$$

η (efisiensi) = 75 %

Tabel IV.2.6 Neraca Energi Kompresor (G-113)

Masuk (kJ)		Keluar (kJ)	
H ₈	139.005.863,4747	H ₉	168.915.863,4747
Q	29.910.000,0000		
Total	168.915.863,4747	Total	168.915.863,4747

7. Ethylene Oxide Cooler (E-113)



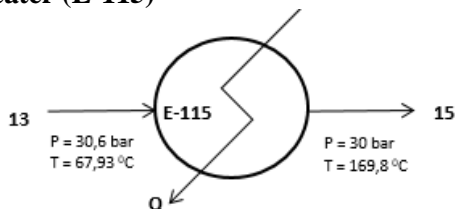
Heat duty (Q) dapat ditentukan melalui persamaan:

$$\Delta H = H_{out} - H_{in} = Q$$

Tabel IV.2.7 Neraca Energi Cooler (E-113)

Masuk (kJ)		Keluar (kJ)	
H ₉	168.915.863,4747	H ₁₀	147.125.863,4747
		Q	21.790.000,0000
Total	168.915.863,4747	Total	168.915.863,4747

8. Heater (E-115)



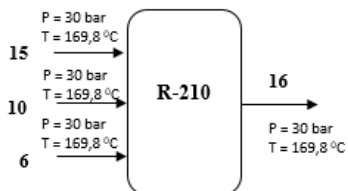
Heat duty (Q) dapat ditentukan melalui persamaan:

$$\Delta H = H_{out} - H_{in} = Q$$

Tabel IV.2.9 Neraca Energi Heater (E-115)

Masuk (kJ)		Keluar (kJ)	
H ₁₃	11.787.258.272,0000	H ₁₅	11.994.458.272,0000
Q	207.200.000,0000		
Total	11.994.458.272,0000	Total	11.994.458.272,0000

9. Reaktor (R-210)



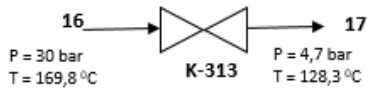
Keterangan:

- 6 = Aliran Feed CO₂
- 10 = Aliran Feed Ethylene Oxide
- 15 = Aliran Feed Ethanol
- 16 = Aliran produk reaktor (*liquid*)

Tabel IV.2.10 Neraca Energi Reaktor (R-210)

Masuk (kJ)		Keluar (kJ)	
H ₆	9.459.671,3768	H ₁₆	12.142.245.200,377
H ₁₀	147.125.863,4747	Q	8.798.606,475
H ₁₅	11.994.458.272,00		
Total	12.151.043.806,8515	Total	12.151.043.806,8515

10. Valve (K-313)

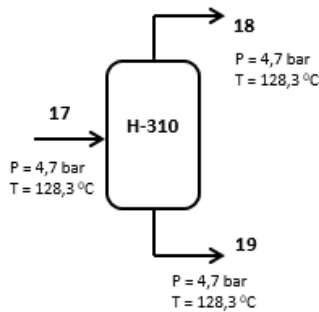


$$\Delta H = H_{out} - H_{in} = Q$$

Tabel IV.2.11 Neraca Energi Valve (K-313)

Masuk (kJ)		Keluar (kJ)	
H ₁₆	12.142.245.200,3768	H ₁₇	12.142.245.200,3768
Total	12.142.245.200,3768	Total	12.142.245.200,3768

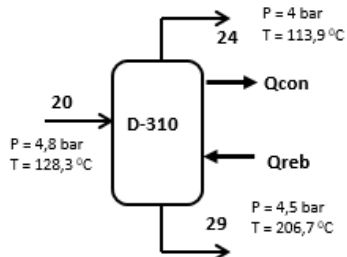
11. Flash Separator (H-310)



Tabel IV.2.12 Neraca Energi Flash Separator (H-310)

Masuk (kJ)		Keluar (kJ)	
H ₁₇	12.142.245.200,3768	H ₁₈	8.428.325.008,0000
		H ₁₉	3.713.920.192,3768
Total	12.142.245.200,3768	Total	12.142.245.200,3768

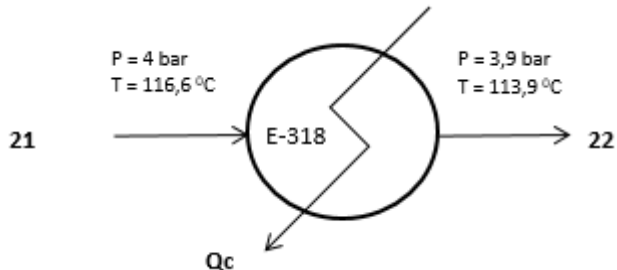
12. Kolom Distilasi (D-310)



Tabel IV.2.13 Neraca Energi Kolom Distilasi (D-310)

Masuk (kJ)		Keluar (kJ)	
H ₂₀	12.142.255.970,3768	H ₂₄	10.155.025.149,5935
Q _r	727.100.000,0000	H ₂₉	1.974.330.820,7833
		Q _c	740.000.000,0000
Total	12.869.355.970,3768	Total	12.869.355.970,3768

13. Kondensor E-318



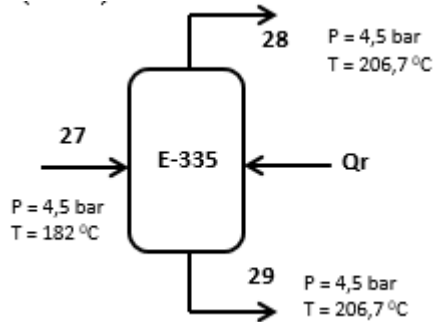
Heat duty (Q) dari Condenser dapat ditentukan melalui persamaan:

$$\Delta H = H_{out} - H_{in} = Q$$

Tabel IV.2.14 Neraca Energi Kondensor (E-318)

Masuk (kJ)		Keluar (kJ)	
H ₂₁	14.571.144.253,746	H ₂₂	13.831.144.253,7464
		Q _c	740.000.000,0000
Total	14.571.144.253,746	Total	14.571.144.253,7464

14. Reboiler E-335



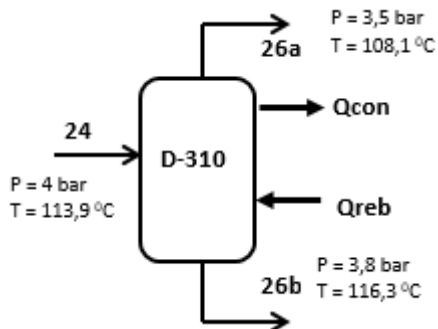
Heat duty (Q) dari Reboiler dapat ditentukan melalui persamaan:

$$\Delta H = H_{out} - H_{in} = Q$$

Tabel IV.2.15 Neraca Energi Reboiler (E-335)

Masuk (kJ)		Keluar (kJ)	
H ₂₇	1.286.717.437,1989	H ₂₈	39.486.616,4157
Q _r	727.100.000,0000	H ₂₉	1.974.330.820,7833
Total	2.013.817.437,1989	Total	2.013.817.437,1989

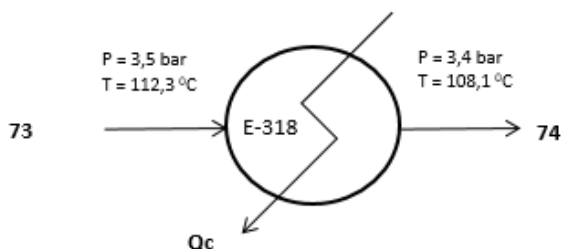
15. Kolom Distilasi (D-320)



Tabel IV.2.13 Neraca Energi Kolom Distilasi (D-320)

Masuk (kJ)		Keluar (kJ)	
H ₂₄	10.155.025.149,593 5	H _{26a}	9.974.330.820,7833
Q _r	241.100.000	H _{26b}	178.494.328,8102
		Q _c	243.300.000
Total	10.396.125.149,593 5	Total	10.396.125.149,5935

16. Kondensor E-318



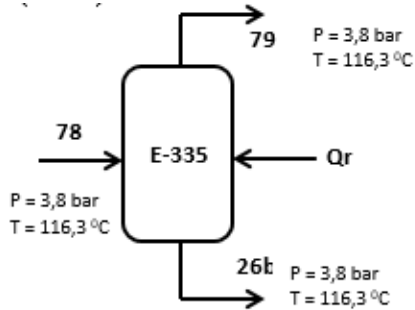
Heat duty (Q) dari Condenser dapat ditentukan melalui persamaan:

$$\Delta H = H_{out} - H_{in} = Q$$

Tabel IV.2.14 Neraca Energi Kondensor (E-318)

Masuk (kJ)		Keluar (kJ)	
H ₇₃	12.571.144.253,7464	H ₇₄	12.814.444.253,7464
		Q _c	243.300.000
Total	12.571.144.253,7464	Total	12.571.144.253,7464

17. Reboiler E-335



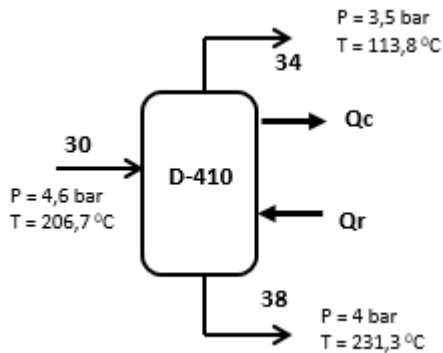
Heat duty (Q) dari Reboiler dapat ditentukan melalui persamaan:

$$\Delta H = H_{out} - H_{in} = Q$$

Tabel IV.2.15 Neraca Energi Reboiler (E-335)

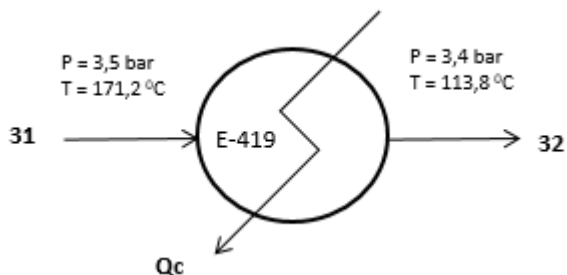
Masuk (kJ)		Keluar (kJ)	
H_{78}	1.286.717.437,9893	H_{79}	1.349.323.109,1791
Q_r	241.100.000	H_{26b}	178.494.328,8102
Total	1.527.817.437,9893	Total	1.527.817.437,9893

18. Kolom Distilasi (D-410)

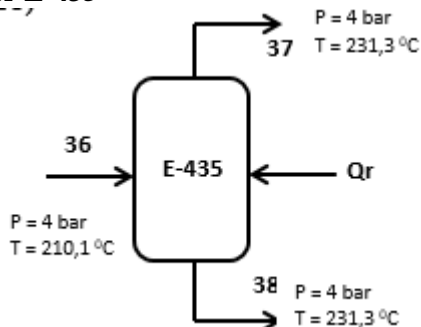


Tabel IV.2.16 Neraca Energi Kolom Distilasi (D-410)

Masuk (kJ)		Keluar (kJ)	
H ₃₀	1.974.331.113,2833	H ₃₄	494.254.050,8993
Q _r	4.667.000,0000	H ₃₈	1.480.688.062,3839
		Q _c	4.056.000,0000
Total	1.978.998.113,2833	Total	1.978.998.113,2833

19. Kondensor (E-419)**Tabel IV.2.17 Neraca Energi Kondensor (E-419)**

Masuk (kJ)		Keluar (kJ)	
H ₃₁	595.183.844,8756	H ₃₂	591.127.844,8756
		Q _c	4.056.000,0000
Total	595.183.844,8756	Total	595.183.844,8756

20. Reboiler E-435

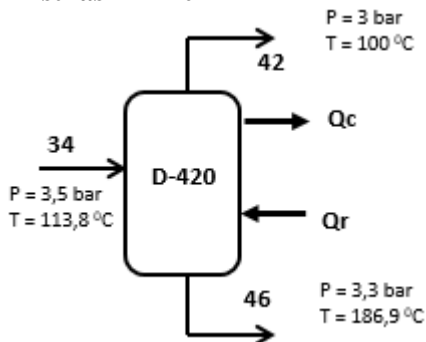
Heat duty (Q) dari Reboiler dapat ditentukan melalui persamaan:

$$\Delta H = H_{out} - H_{in} = Q$$

Tabel IV.2.18 Neraca Energi Reboiler (E-435)

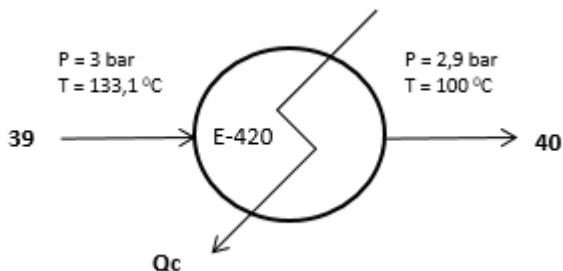
Masuk (kJ)		Keluar (kJ)	
H ₃₆	1.487.389.785,3269	H ₃₇	11.368.722,9430
Q _r	4.667.000,0000	H ₃₈	1.480.688.062,3839
Total	1.492.056.785,3269	Total	1.492.056.785,3269

21. Kolom Distilasi D-420



Tabel IV.2.19 Neraca Energi Kolom Distilasi (D-420)

Masuk (kJ)		Keluar (kJ)	
H ₃₄	494.254.050,8993	H ₄₂	101.173.804,2191
Q _r	22.790.000,0000	H ₄₆	396.730.246,6802
		Q _c	19.140.000,0000
Total	517.044.050,8993	Total	517.044.050,8993

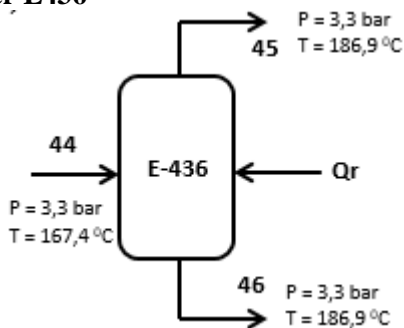
22. Kondensor (E-420)

Heat duty (Q) dari Condenser dapat ditentukan melalui persamaan:

$$\Delta H = H_{out} - H_{in} = Q$$

Tabel IV.2.20 Neraca Energi Kondensor (E-420)

Masuk (kJ)		Keluar (kJ)	
H ₃₉	149.148.338,4215	H ₄₀	130.008.338,4215
		Qc	19.140.000,0000
Total	149.148.338,4215	Total	149.148.338,4215

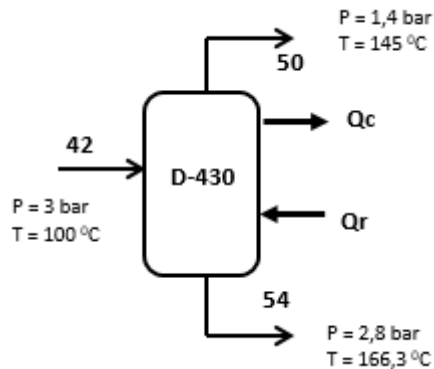
23. Reboiler E436

Heat duty (Q) dari Reboiler dapat ditentukan melalui persamaan:

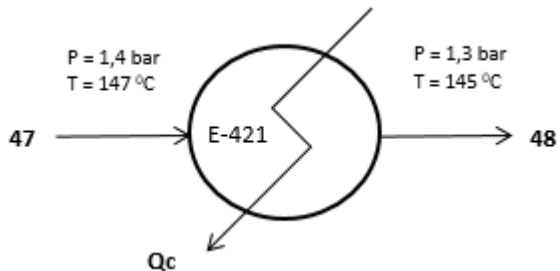
$$\Delta H = H_{out} - H_{in} = Q$$

Tabel IV.2.21 Neraca Energi Reboiler (E-436)

Masuk (kJ)		Keluar (kJ)	
H ₄₄	385.088.366,6120	H ₄₅	11.148.119,9317
Q _r	22.790.000,0000	H ₄₆	396.730.246,6802
Total	407.878.366,6120	Total	407.878.366,6120

24. Kolom Distilasi (D-430)**Tabel IV.2.22 Neraca Energi Kolom Distilasi (D-430)**

Masuk (kJ)		Keluar (kJ)	
H ₄₂	101.173.804,2191	H ₅₀	100.999.409,4000
Q _r	13.623.973,1400	H ₅₄	7.703.765,6430
		Q _c	6.094.602,3700
Total	114.797.777,4	Total	114.797.777,4

25. Kondensor (E-421)

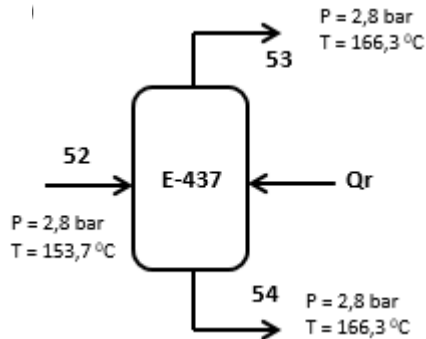
Heat duty (Q) dari Condenser dapat ditentukan melalui persamaan:

$$\Delta H = H_{out} - H_{in} = Q$$

Tabel IV.2.23 Neraca Energi Kondensor (E-421)

Masuk (kJ)		Keluar (kJ)	
H ₄₇	156.381.723,5582	H ₄₈	150.287.121,1872
		Q _c	6.094.602,3710
Total	156.381.723,5582	Total	156.381.723,5582

26. Reboiler (E-437)



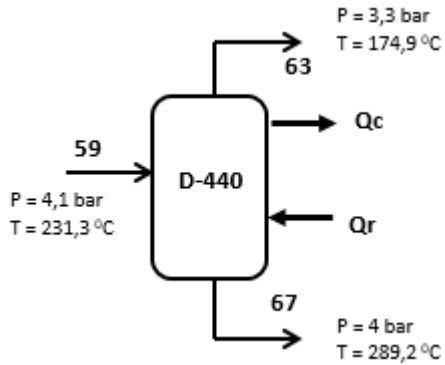
Heat duty (Q) dari Reboiler dapat ditentukan melalui persamaan:

$$\Delta H = H_{out} - H_{in} = Q$$

Tabel IV.2.24 Neraca Energi Reboiler (E-437)

Masuk (kJ)		Keluar (kJ)	
H ₅₂	8.057.013,0130	H ₅₃	13.977.220,5100
Q _r	13.623.973,1400	H ₅₄	7.703.765,6430
Total	21.680.986,1530	Total	21.680.986,1530

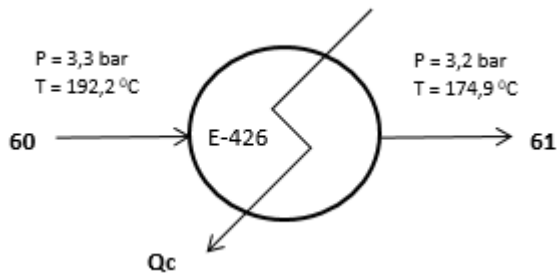
27. Kolom Distilasi D-440



Tabel IV.2.25 Neraca Energi Kolom Distilasi (D-440)

Masuk (kJ)		Keluar (kJ)	
H ₅₉	1.480.689.995,3839	H ₆₃	76.462.817,8003
Q _r	27.310.427,8900	H ₆₇	1.415.573.609,3537
		Q _c	15.963.996,1200
Total	1.508.000.423,2739	Total	1.508.000.423,2739

28. Kondensor (E-426)

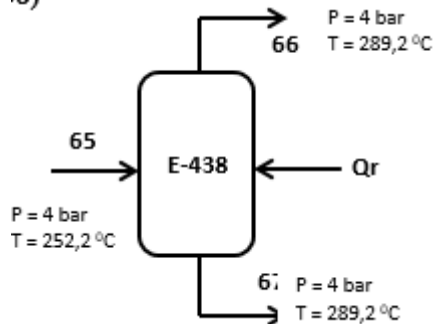


Heat duty (Q) dari Condenser dapat ditentukan melalui persamaan:

$$\Delta H = H_{out} - H_{in} = Q$$

Tabel IV.2.26 Neraca Energi Kondensor (E-426)

Masuk (kJ)		Keluar (kJ)	
H ₆₀	23.313.331,7000	H ₆₁	7.349.335,5780
		Q _c	15.963.996,1220
Total	23.313.331,7000	Total	23.313.331,7000

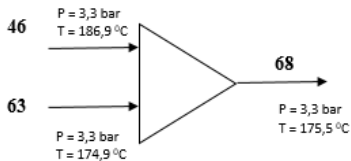
29. Reboiler E-438

Heat duty (Q) dari Reboiler dapat ditentukan melalui persamaan:

$$\Delta H = H_{out} - H_{in} = Q$$

Tabel IV.2.27 Neraca Energi Reboiler (E-438)

Masuk (kJ)		Keluar (kJ)	
H ₆₅	68.205.325,4900	H ₆₆	15.477.181,8000
Q _r	27.310.427,8900	H ₆₇	80.038.571,5800
Total	95.515.753,3800	Total	95.515.753,3800

30. Mixing Point M-426**Keterangan :**

46 : Aliran EG dari distilasi D-440

63 : Aliran EG dari distilasi D-410

68 : Aliran EG campuran

Tabel IV.2.28 Neraca Energi Mixing Point (M-426)

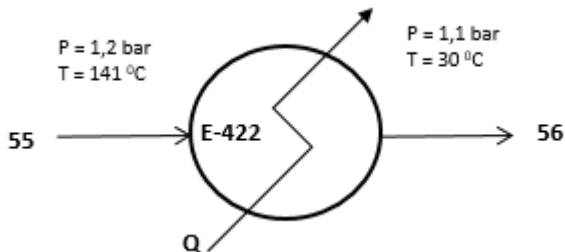
Masuk (kJ)		Keluar (kJ)	
H ₄₆	396.730.246,6802	H ₆₈	473.193.064,4805
H ₆₃	76.462.817,8003		
Total	473.193.064,4805	Total	473.193.064,4805

31. Valve K-415

$$\Delta H = H_{out} - H_{in} = Q$$

Tabel IV.2.29 Neraca Energi Valve (K-415)

Masuk (kJ)		Keluar (kJ)	
H ₅₀	100.999.409,4000	H ₅₅	100.999.409,4000
Total	100.999.409,4000	Total	100.999.409,4000

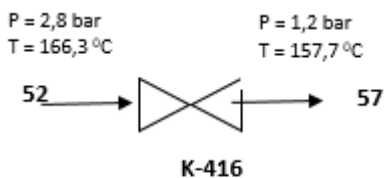
32. Cooler E-422

Heat duty (Q) dapat ditentukan melalui persamaan:

$$\Delta H = H_{out} - H_{in} = Q$$

Tabel IV.2.30 Neraca Energi Cooler (E-422)

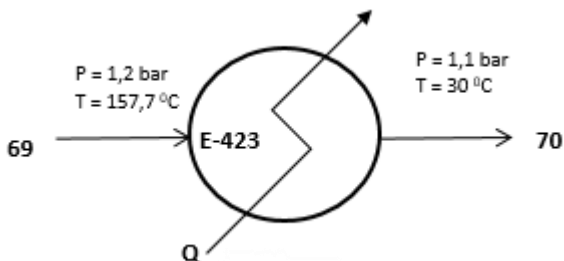
Masuk (kJ)		Keluar (kJ)	
H ₅₅	100.999.409,4000	H ₅₆	99.531.409,4000
		Q _c	1.468.000,0000
Total	100.999.409,4000	Total	100.999.409,4000

33. Valve K-416

$$\Delta H = H_{out} - H_{in} = Q$$

Tabel IV.2.31 Neraca Energi Valve (K-416)

Masuk (kJ)		Keluar (kJ)	
H ₅₂	20.178.907,6800	H ₅₇	20.178.907,6800
Total	20.178.907,6800	Total	20.178.907,6800

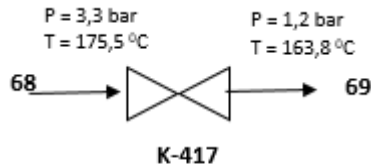
34. Cooler E-423

Heat duty (Q) dapat ditentukan melalui persamaan:

$$\Delta H = H_{out} - H_{in} = Q$$

Tabel IV.2.32 Neraca Energi Cooler (E-423)

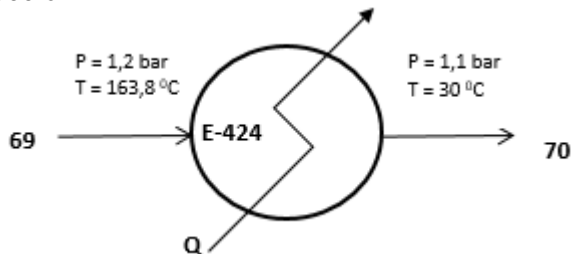
Masuk (kJ)		Keluar (kJ)	
H ₅₇	20.178.907,6800	H ₅₈	18.842.907,6800
		Q _c	1.336.000,0000
Total	20.178.907,6800	Total	20.178.907,6800

35. Valve K-417

$$\Delta H = H_{out} - H_{in} = Q$$

Tabel IV.2.33 Neraca Energi Valve (K-417)

Masuk (kJ)		Keluar (kJ)	
H ₆₈	20.178.907,6800	H ₆₉	20.178.907,6800
Total	20.178.907,6800	Total	20.178.907,6800

36. Cooler E-424

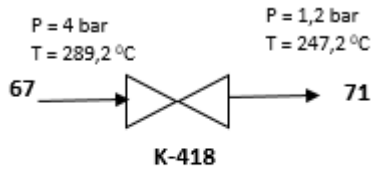
Heat duty (Q) dapat ditentukan melalui persamaan:

$$\Delta H = H_{out} - H_{in} = Q$$

Tabel IV.2.34 Neraca Energi Cooler (E-424)

Masuk (kJ)		Keluar (kJ)	
H ₆₉	20.178.907,6800	H ₇₀	11.512.907,6800
		Q _c	8.666.000,0000
Total	20.178.907,6800	Total	20.178.907,6800

37. Valve K-418

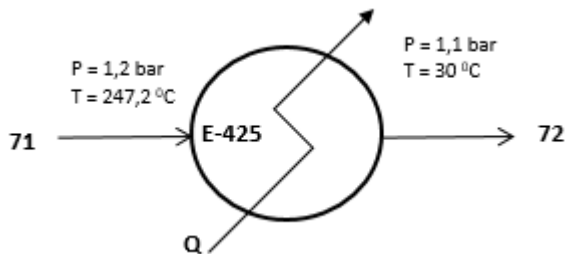


$$\Delta H = H_{out} - H_{in} = Q$$

Tabel IV.2.35 Neraca Energi Valve (K-418)

Masuk (kJ)		Keluar (kJ)	
H ₆₇	1.415.573.609,3537	H ₇₁	1.415.573.609,3537
Total	1.415.573.609,3537	Total	1.415.573.609,3537

38. Cooler E-425



Heat duty (Q) dapat ditentukan melalui persamaan:

$$\Delta H = H_{out} - H_{in} = Q$$

Tabel IV.2.36 Neraca Energi Cooler (E-425)

Masuk (kJ)		Keluar (kJ)	
H_{71}	1.415.573.609,3537	H_{72}	1.409.908.609,3537
		Q_c	5.665.000,0000
Total	1.415.573.609,3537	Total	1.415.573.609,3537

BAB V DAFTAR DAN HARGA PERALATAN

Spesifikasi peralatan yang digunakan dalam Pra Desain Pabrik Dietil Karbonat dari CO₂, etanol, dan etilen oksida adalah sebagai berikut :

1. Ethanol Storage Tank (F-111)

Tabel V.1 Spesifikasi Ethanol Storage Tank F-111

Spesifikasi	Keterangan			
No. Kode	F-111			
Fungsi	Menyimpan Feed Etanol			
Jumlah	3 Unit			
Kapasitas	30.279	bbl =	4814,405095	m ³
Bahan Kontruksi	Carbon Steel SA-283 Grade C			
Tipe sambungan	Double welded but joint			
Bentuk tangki	Silinder			
Jenis tutup atas	Standard Dish Head			
ID shell	840	inch =	21,336	m
Tinggi shell	576	inch =	14,630	m
Tinggi tutup atas	8,86411	ft =	2,702	m
Tebal tutup atas	0,78	inch =	0,020	m
Harga	\$ 391.668			

2. Ethylene Oxide Storage Tank (F-112)

Tabel V.2 Spesifikasi Ethylene Oxide Storage Tank F-112

Spesifikasi	Keterangan			
No. Kode	F-112			
Fungsi	Menyimpan Feed Etilen Oksida			
Tipe	Internal Floating Roof with Nitrogen Blanket			
Kapasitas	139.474,73	ft ³ =	3905,29	m ³
Bahan Kontruksi	Stainless Steel Type 240			
Tipe sambungan	Double welded but joint			

Bentuk tangki	Silinder			
Jenis tutup atas	Elliptical Dished Head			
ID shell	153,202	inch =	3,89132	m
OD Shell	156	inch =	3,9624	m
Tinggi Shell	19,150	ft =	5,83698	m
Tebal Shell	1 3/8	inch =	0,03493	m
Tebal tutup atas	1 5/8	inch =	0,04128	m
Jumlah	2	Buah		
Harga	\$ 1.840.635			

3. CO₂ Compressor (G-112)

Tabel V.3 Spesifikasi CO₂ Compressor G-112

Spesifikasi	Keterangan			
Kode	G-112			
Type	Centrifugal Compressor			
Fungsi	Menaikkan tekanan aliran feed flue gas			
Jumlah stage	3			
Bahan	Carbon Steel			
Kondisi operasi :	Psuction :	176 kPa	Tsuction =	46,2 °C
	Pdischarge :	3020 kPa	Tdischarge =	366 °C
Kapasitas (Kg/jam)	89.456,939			
r	2,579			
Efisiensi	0,775			
Power (Hp)	18,409			
Harga	\$ 24.729			

4. Heat Exchanger (E-111)

Tabel V.4 Spesifikasi Heat Exchanger (E-111)

Spesifikasi	
Kode :	E-111
Fungsi :	Menurunkan suhu keluaran kompresor membentuk kondisi 2 fasa
Tipe :	<i>1-2 shell and tube heat exchanger</i>
Kapasitas :	Massa fluida panas (M) = 127.77 kg/jam Massa fluida dingin (m) = 14.907 kg/jam
Jumlah Ukuran :	1 buah <i>heat exchanger</i>
<i>Shell</i> :	ID = 33 in ; <i>Baffle Spacing</i> = 33 in = 0,8 m = 8 m
<i>Tube</i> :	O D = 1,0 in ; ID = 0,6 in = 0,0 ; G = 8 = 3 m = 2 m
Bahan konstruksi :	Pt = 1 1/4 in (triangular) = 0,032 m Panjang = 20 F = 6, t = 1 m Jumlah tube = 52 = 2 Buah
<i>Shell</i> :	<i>Carbon steel</i>
<i>Tube</i> :	<i>Carbon steel</i>
ΔP :	1,8985 psi (gas) - Allowable : 2 psi a Shell : a (Shell)

<i>Dirt factor</i> (Rd) :	1,50	psi (liquid) - a Tube	10	psi a (Tube)
	0,0096	J. ft ²	Rd Allowable	J. ft ²
	9	°F/Btu	=	0,0005
Harga	\$ 99.766			

5. Flash Separator (H-112)

Tabel V.5 Spesifikasi Flash Separator (H-112)

Spesifikasi	Keterangan			
No. Kode	H-112			
Fungsi	Memisahkan fase gas dan liquid pada Flue Gas			
Jumlah	1 buah			
Kapasitas	2497,506538	ft ³	70,7215	m ³
Bahan Kontrusi	Carbon Steel SA-299			
Tipe Sambungan	Double Welded Butt Joint			
Bentuk Tangki	Vertical Gas Liquid Separator			
Tinggi Tangki	4,1750	ft	1,2725	m
Diameter Tangki	1,0081	ft	0,3073	m
Jenis Tutup Kiri	Standar Dished Head			
Jenis Tutup Kanan	Standar Dished Head			
Panjang Tutup Kiri	0,1704	ft	0,0519	m
Panjang Tutup Kanan	0,1704	ft	0,0519	m
Tebal Tutup	0,47	in	0,0118	m
Tebal Shell	3/8	in	0,0095	m
ID Shell	12,0974	in	0,3073	m
OD Shell	14	in	0,3556	m
Harga	\$ 12.129			

6. Heat Exchanger (E-112)

Tabel V.6 Spesifikasi Heat Exchanger (E-112)

Spesifikasi	
Kode :	E-112
Fungsi :	Memanaskan Feed CO ₂ sebelum memasuki reaktor
Tipe :	<i>1-2 shell and tube heat exchanger</i>
Kapasitas :	Massa fluida panas (M) = 4.142 kg/jam Massa fluida dingin (m) = 84.95 kg/jam = 6 kg/jam
Jumlah :	1 buah <i>heat exchanger</i>
Ukuran <i>Shell</i> :	ID = 29 in ; <i>Baffle Spacing</i> = 20 in = 0,7 m = 5 m O = 3/4 in ; ID = 0,5 in BW = 12 D = 0,0 ; ID = 3 , G = 12 = 2 m = 0,01 m in (triangular) Pt = 1 = 0,025 m Panjang f 6, g = 20 t = 1 m Jumlah tube 35 = 2 Buah
Bahan konstruksi :	
<i>Shell</i> :	<i>Carbon steel</i>
<i>Tube</i> :	<i>Carbon steel</i>
ΔP :	0,9000 psi (liquid) – Allowable : 10 Psia (Shell) a Shell

<i>Dirt factor (Rd)</i>	:	0,6080	psi (gas) – a <i>Tube</i>	2	Psia (<i>Tube</i>)
		0,0021	J. ft ² °F/Btu	=	J. ft ² °F/Btu
Harga					\$ 76.127

7. Reaktor (R-210)

Tabel V.7 Spesifikasi Reaktor (R-210)

Spesifikasi	Keterangan	
Tipe	Trickle Bed Reactor berbentuk silinder tegak dengan elliptical dish head	
Bahan konstruksi	High Alloy Steel SA-240 Grade M type 316	
Tipe Pengelasan	Double Welded Butt Joint	
Temperature operasi	169,8	C
Tekanan operasi	3000	kPa
Kapasitas	54,77921	m ³
Diameter	16	m
Tinggi total	4 ½	m
Tebal silinder	0,070	m
Tipe tutup atas	Elliptical Dished Head	
Tebal tutup atas	0,076	m
Tipe tutup bawah	Elliptical Dished Head	
Tebal tutup bawah	0,076	m
Tipe Katalis	KI-EtONa	
Volume	606,778	m ³
Jaket Pendingin	10,5289	m ²
Jumlah alat	10	unit
Harga	\$ 4.190.645	

8. Kompresor (G-113)

Tabel V.8 Spesifikasi Kompresor (G-113)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	G-113
Type	Centrifugal Compressor
Fungsi	Menaikkan tekanan aliran feed etilen oksida
Jumlah stage	2
Bahan	Carbon Steel
Kondisi operasi :	$P_{suction} = 200 \text{ kPa}$ $T_{suction} = 30^\circ \text{C}$
	$P_{discharge} = 3.010 \text{ kPa}$ $T_{discharge} = 140^\circ \text{C}$
Kapasitas (Kg/jam)	87975,83
R	3,897
Efisiensi	0,7933
Power (Hp)	27,115
Harga	\$ 33.700

9. Heat Exchanger (E-113)

Tabel V.9 Spesifikasi Heat Exchanger (E-113)

Spesifikasi	
Kode :	E-113
Fungsi :	Mendinginkan aliran etilen oksida untuk disesuaikan sebelum masuk ke dalam reaktor
Tipe :	<i>1-2 shell and tube heat exchanger</i>
Kapasitas :	Massa fluida panas
s :	(M) = 87976 kg/jam

Jumlah Ukuran <i>Shell</i> <i>Tube</i>	Massa fluida dingin (m) = 17426 kg/jam 1 buah <i>heat exchanger</i> ID = 25 in ; <i>Baffle Spacing</i> = 3 In = 0,6 m = 6 M O D = 1 in ; ID = 0,7 , G = 8 = 0,0 = 3 m = 2 m in (triangular) Pt = 1 1/4 r) = 0,032 m Panjang = 18 f 5, = 5 m Jumlah <i>tube</i> = 25 = 6 buah				
	Bahan konstruksi <i>Shell</i> : Carbon steel <i>Tube</i> : Stainless steel				
ΔP	1 psia	(gas) - Shell	Allowable :	2 psia	(Shell)
<i>Dirt factor</i> (Rd)	3,20 psia	(liquid) – Tube		1 0 psia	(Tube)
	0,001 J. ft ² 39 °F/Btu	Rd Allowable =	0,0005	J. ft ² °F/Btu	
Harga	\$ 35.033				

10. Pompa (P-115)

Tabel V.10 Spesifikasi Pompa (P-115)

Spesifikasi	Keterangan
No. kode	P-115
Fungsi	Meningkatkan tekanan feed etanol sebelum masuk ke reaktor
Tipe	Rotary
Kapasitas	2.452,4 gpm
Material case	Cast iron
Material rotor	Carbon steel
Suction pressure	101,3 kPa
Discharge pressure	3.100 kPa
Beda ketinggian	10 ft
Ukuran pipa	16 in Sch 80
Power pompa	8.000 hp
Jumlah	1 buah
Harga	\$ 52.368

11. Heat Exchanger (E-115)

Tabel V.12 Spesifikasi Heat Exchanger (E-115)

Spesifikasi	
Kode	: E-115
Fungsi	: Memanaskan Feed etanol sebelum memasuki reaktor
Tipe	: <i>2-4 shell and tube heat exchanger</i>
Kapasitas	: Massa fluida panas = 91.491 kg/jam Massa fluida dingin (m) = 530.402 kg/jam
Jumlah	: 1 buah <i>heat exchanger</i>
Ukuran	
Shell	: ID = 39 in ; <i>Baffle Spacing</i> = 39 in

Bahan konstruksi	<i>Tube</i> :	= 1 m	= 1,0 m
	OD = 3/4 in ;	ID = 0,53 in,	BWG = 12
	= 0,02 m	= 0,01 m	
		in	
	Pt = 1	(triangular) =	0,025 m
	Panjang = 20 ft	= 6,1 m	
	Jumlah tube = 700	Buah	
	<i>Shell</i> :	<i>Carbon steel</i>	
	<i>Tube</i> :	<i>Carbon steel</i>	
	ΔP :	(liquid) - Allowable	
<i>Dirt factor</i> (Rd) :	2,500 psia	<i>Shell</i> :	10 psia (<i>Shell</i>)
		(liquid) -	
	3,511 psia	<i>Tube</i>	10 psia (<i>Tube</i>)
		Rd Allowable	J. ft ² °F/Btu
	0,0008 J. ft ² °F/Btu	=	0,0005 °F/Btu
Harga	\$ 77.218		

12. Pompa (P-216)

Tabel V.13 Spesifikasi Pompa (P-216)

Spesifikasi	Keterangan
No. kode	P-216
Fungsi	Meningkatkan tekanan feed etanol sebelum masuk ke reaktor
Tipe	Rotary
Kapasitas	2.276,45 gpm
Material case	Cast iron
Material rotor	Carbon steel
Suction pressure	400 kPa
Discharge pressure	3.060 kPa
Beda ketinggian	25 ft
Ukuran pipa	16 in Sch 80

Power pompa	6.500 hp
Jumlah	1 buah
Harga	\$ 49.580

13. Flash Separator (H-310)

Tabel V.14 Spesifikasi Flash Separator (H-310)

Spesifikasi	Keterangan			
No. Kode	H-310			
Fungsi	Memisahkan fase gas dan liquid pada produk reaktor R-210			
Kapasitas	489513,3366	ft ³	13861,3432	m ³
Bahan Kontrusi	Carbon Steel SA-299			
Tipe Sambungan	Double Welded Butt Joint			
Bentuk Tangki	Vertical Gas Liquid Separator			
Tinggi Tangki	12,8268	ft	3,9096	m
Diameter Tangki	5,5	ft	1,6764	m
Jenis Tutup Kiri	Standar Dished Head			
Jenis Tutup Kanan	Standar Dished Head			
Panjang Tutup Kiri	0,381264488	ft	0,1162	m
Panjang Tutup Kanan	0,381264488	ft	0,1162	m
Tebal Tutup	0,26	in	0,0065	m
Tebal Shell	0,25	in	0,0064	m
ID Shell	66	in	1,6764	m
OD Shell	30	in	0,7620	m
Harga	\$ 37.579			

14. Pompa (P-316)**Tabel V.15 Spesifikasi Pompa (P-316)**

Spesifikasi	Keterangan
No. kode	P-316
Fungsi	Memompa produk bawah flash separator ke dalam kolom distilasi D-310
Tipe	Centrifugal
Kapasitas	2.334,8 gpm
Material case	Cast iron
Material rotor	Carbon steel
Suction pressure	470 kPa
Discharge pressure	480 kPa
Beda ketinggian	26 ft
Ukuran pipa	18 in Sch 80
Power pompa	60 hp
Jumlah	1 buah
Harga	\$ 43.640

15. Kolom Distilasi (D-310)**Tabel V.16 Spesifikasi Kolom Distilasi (D-310)**

Spesifikasi	Keterangan	
Kode	D-310	
Fungsi	Memisahkan Produk dari non Produk (Etanol dan EO)	
Tipe	Total Kondensor, Parsial Reboiler	
Kapasitas	3.398	m ³ /jam
Bahan	SA 283 Grade C Carbon Steel	
Jumlah	1	
Spesifikasi Plate :		
Type of tray	Cross Flow Sieve Tray	
Tower diameter	4,572	m
Tray spacing	0,609	m

Active area	13,281	m ²
Hole area	0,348	m ²
Downcomer area	1,441	m ²
Active/tower area	73,902	%
Hole spacing	0,051	m
Weir length	3,200	M
Weir height	0,043	M
Downcomer clearance	0,034	M
Number of tray	36	
Tinggi Kolom	22,874	M
Tebal Shell	0,019	M
Harga	\$ 524.528	

16. Kondensor (E-318)**Tabel V.17 Spesifikasi Kondensor (E-318)**

Spesifikasi	
Kode	: E-318
Fungsi	: Mengkondensasikan aliran recycle etanol agar tidak ada fase gas untuk dipompa
Tipe	: 2-4 shell and tube heat exchanger
Kapasitas	: Massa fluida panas (M) = 605.530 kg/jam 3.933.63
	: Massa fluida dingin (m) = 2 kg/jam
Jumlah	: 3 buah heat exchanger dipasang paralel
Ukuran	
	<i>Baffle</i>
Shell	: ID = 39 in ; Spacing = 35 in = 0,99 m = 0,9 m
Tube	: OD = 1,00 in ; ID = 0,81 in, BWG = 10 = 0,03 m = 0,02 m
	in
	Pt = 1 3/4 (triangular) = 0,044 m
	Panjang = 20 Ft = 0,5 M
	Jumlah tube = 700 Buah
Bahan konstruksi	
Shell	: Carbon steel
Tube	: Carbon steel
ΔP	
allowance	: 1,0530 psia (liquid) - Shell Allowable : 10 psia (Shell) 0,30 psia (liquid) - Tube 2 psia (Tube)
Dirt factor (Rd)	: 0,0014 J. ft ² °F/Btu Rd Allowable = 0,001 J. ft ² °F/Btu
Harga	: \$ 151.770

17. Akumulator (F-313)**Tabel V.18 Spesifikasi Akumulator (F-313)**

Spesifikasi	Keterangan			
Kode	F-313			
Jumlah	2 buah			
Fungsi	Tempat untuk menampung liquida hasil kondensasi			
Kapasitas	116,70		m ³	
Material	Carbon steel SA-283 Grade C			
Ukuran				
ID	125	in	3,175	m
OD	126,000	in	3,200	m
Ls	315,00	in = 26,25	ft 8,001	m
Ltotal	370	in = 30,80	ft 9,388	m
ts	1/2	in	0,013	m
tha	3/4	in	0,019	m
thb	3/4	in	0,019	m
ha	21,29	in	0,541	m
hb	21,29	in	0,541	m
tipe tutup	Torispherical Head			
Harga	\$ 23.275			

18. Reflux Pump (P-317)**Tabel V.19 Spesifikasi Reflux Pump (P-317)**

Spesifikasi	Keterangan
No. kode	P-317
Fungsi	Memompa product destillate menjadi reflux kolom distilasi D-310
Tipe	Centrifugal
Kapasitas	783 gpm
Material case	Cast iron

Material rotor	Carbon steel
Suction pressure	390 kPa
Discharge pressure	400 kPa
Beda ketinggian	72 ft
Ukuran pipa	10 in Sch 40
Power pompa	30 hp
Jumlah	1 buah
Harga	\$ 14.425

19. Reboiler (E-335)

Tabel V.20 Spesifikasi Reboiler (E-335)

Spesifikasi	
Kode	: E-335
Fungsi	: Memanaskan aliran bottom product kolom distilasi D-310
Tipe	: 2-4 Kettle Reboiler
Kapasitas	: Massa fluida panas : 4.130.396,61 lb/jam Massa fluida dingin : 436.451,40 lb/jam
Jumlah	: 1 Buah Reboiler
Ukuran	
<i>Shell</i>	: ID = 39 in 0,9906 m
<i>Tube</i>	: OD = 1 in ID= 0,902 in 0,0254 m 0,0229 m Pt = 1 14 in Triangular 0,0254 m L= 20 ft 6,096 m Tube Nt= 700 buah BWG pass

Bahan	
<i>Shell</i> :	<i>Carbon Steel</i>
<i>Tube</i> :	<i>Carbon Steel</i>
ΔP allow :	2,527 psia (steam -tube) Allowable 10 psia 0.001 J. ft2
<i>Dirt factor (Rd)</i> :	0,0013 J. ft2 oF/Btu Allowable oF/Btu
Harga	\$ 135.769

20. Pompa (P-318)

Tabel V.21 Spesifikasi Pompa (P-318)

Spesifikasi	Keterangan
No. kode	P-318
Fungsi	Memompa produk bawah kolom distilasi D-310 ke dalam kolom distilasi D-410
Tipe	Centrifugal
Kapasitas	713,45 gpm
Material case	Cast iron
Material rotor	Carbon steel
Suction pressure	450 kPa
Discharge pressure	460 kPa
Beda ketinggian	24 ft
Ukuran pipa	10 in Sch 80
Power pompa	20 hp
Jumlah	1 buah
Harga	\$ 10.789

21. Kolom Distilasi (D-410)

Tabel V.22 Spesifikasi Kolom Distilasi (D-410)

Spesifikasi	Keterangan	
Kode	D-410	
Fungsi	Memisahkan DEC, Cellosolve dan EG, EC	

Tipe	Total Kondensor, Parsial Reboiler	
Kapasitas	3,004	m ³ /jam
Bahan	SA 283 Grade C Carbon Steel	
Jumlah	1	
Spesifikasi Plate :		
Type of tray	Double Pass Sieve Tray	
Tower diameter	2,438	m
Tray spacing	0,609	m
Active area	4,052	m ²
Hole area	0,279	m ²
Downcomer area	0,243	m ²
Active/tower area	76,315	%
Hole spacing	0,102	m
Weir length	1,463	m
Weir height	0,076	m
Downcomer clearance	0,029	m
Number of tray	23	
Tinggi Kolom	16,257	m
Tebal Shell	0,011	m
Harga	\$ 349.604	

22. Kondensor (E-419)

Tabel V.23 Spesifikasi Kondensor (E-419)

Spesifikasi		
Kode	:	E-419
Fungsi	:	Kondenser pada kolom distilasi D-410
Tipe	:	<i>2-4 shell and tube heat exchanger</i>

Kapasitas :	Massa fluida panas (M) = 111.678 kg/jam				
Jumlah :	Massa fluida dingin (m) = 64.606 kg/jam				
Ukuran	1 buah <i>heat exchanger</i>				
<i>Shell</i> :	<div style="display: flex; justify-content: space-between;"> <div> <i>Baffle</i> ID = 17 in ; = 0,44 m </div> <div> <i>Spacing</i> = 15 in = 0,4 m </div> </div>				
<i>Tube</i> :	<div style="display: flex; justify-content: space-between;"> <div> OD = 0,75 in ; = 0,02 m </div> <div> ID = 0,5 in, BWG = 12 = 0,01 m </div> </div>				
	<div style="display: flex; justify-content: space-between;"> <div>Pt = 1</div> <div> in (<i>triangular</i>) </div> <div>= 0,025 m</div> </div>				
	<div style="display: flex; justify-content: space-between;"> <div>Panjang = 12 Ft</div> <div>= 3,7 M</div> </div>				
	Jumlah <i>tube</i> = 178 Buah				
Bahan konstruksi					
<i>Shell</i> :	<i>Carbon steel</i>				
<i>Tube</i> :	<i>Carbon steel</i>				
ΔP	(Top Tray) – Allowable				
<i>allowance</i> :	0,9032 psia	<i>Shell</i> :	2 psia	(<i>Shell</i>)	
	3,2285 psia	(Cooling Water) – <i>Tube</i>	10 psia	(<i>Tube</i>)	
<i>Dirt factor</i>					
(Rd) :	0,0150 J. ft ² °F/Btu	Rd Allowable =	0,001 J. ft ² °F/Btu		
Harga	\$ 45.579				

23. Akumulator (F-416)

Tabel V.24 Spesifikasi Akumulator F-416

Spesifikasi	Keterangan
Kode	F-416
Jumlah	1 buah
Fungsi	Tempat untuk menampung liquida hasil kondensasi

Kapasitas	2,88					m ³
Material	Carbon steel SA-283 Grade C					
Ukuran						
ID	47,875	In				1,216 m
OD	48,000	in				1,219 m
Ls	95,00	in	=	7,92	ft	2,413 m
Ltotal	115	in	=	9,60	ft	2,927 m
ts	3/16	in				0,005 m
tha	5/16	in				0,008 m
thb	5/16	in				0,008 m
ha	8,11	in				0,206 m
hb	8,11	in				0,206 m
tipe tutup	Torispherical Head					
Harga	\$ 16.607					

24. Reflux Pump (P-418)

Tabel V.25 Spesifikasi Reflux Pump P-418

Spesifikasi	Keterangan
No. kode	P-418
Fungsi	Memompa product destillate menjadi reflux kolom distilasi D-410
Tipe	Centrifugal
Kapasitas	24,7 gpm
Material case	Cast iron
Material rotor	Carbon steel
Suction pressure	340 kPa
Discharge pressure	350 kPa
Beda ketinggian	18 ft

Ukuran pipa	2 in Sch 40
Power pompa	0,5 hp
Jumlah	1 buah
Harga	\$ 5.940

25. Reboiler (E-435)

Tabel V.26 Spesifikasi Reboiler (E-435)

Spesifikasi	
Kode	: E-325
Fungsi	: Memanaskan aliran bottom product kolom distilasi D-410
Tipe	: 2-4 Kettle Reboiler
Kapasitas	: Massa fluida panas : 71.453,10 lb/jam Massa fluida dingin : 361.471,66 lb/jam
Jumlah	: 2 Buah Reboiler
Ukuran	
<i>Shell</i>	: ID = 12 in 0,3048 m
<i>Tube</i>	: OD = 1 ID= 0,902 in 0,0254 m 0,0229 m
	Pt = 1,875 in Triangular 0,0254 m L = 12 ft 3,6576 m Nt = 48 buah BWG Tube pass
Bahan	
<i>Shell</i>	: Carbon Steel
<i>Tube</i>	: Carbon Steel

ΔP_{allow}	:	2,438 psia (steam -tube)	Allowable	2,9 psia
Dirt factor (R_d)	:	0,0032 J. ft ² oF/Btu	Allowable	0.001 J. ft ² oF/Btu
Harga		\$	23.517	

26. Kolom Distilasi (D-420)

Tabel V.27 Spesifikasi Kolom Distilasi (D-420)

Spesifikasi	Keterangan	
Kode	D-420	
Fungsi	Memisahkan Etilen Glikol dari DEC dan Cellosolve	
Tipe	Total Kondensor, Parsial Reboiler	
Kapasitas	0,179	ft ³ /jam
Bahan	SA 283 Grade C Carbon Steel	
Jumlah	1	
Spesifikasi Plate :		
Type of tray	Cross Flow Sieve Tray	
Tower diameter	0,914	m
Tray spacing	0,609	m
Active area	0,564	m ²
Hole area	0,032	m ²
Downcomer area	0,034	m ²
Active/tower area	61,459	%
Hole spacing	0,051	m
Weir length	0,549	m
Weir height	0,058	m
Downcomer clearance	0,008	m
Number of tray	19	
Tinggi Kolom	12,709	m

Tebal Shell	0,005	m
Harga	\$ 85.038	

27. Kondensor (E-420)

Tabel V.28 Spesifikasi Kondensor (E-420)

Spesifikasi	
Kode	: E-420
Fungsi	: Kondenser pada kolom distilasi D-420
Tipe	: 2-4 shell and tube heat exchanger
Kapasitas	: Massa fluida panas (M) = 75672 kg/jam Massa fluida dingin (m) = 304871 kg/jam
Jumlah	: 2 buah heat exchanger
Ukuran	
Shell	: ID = 21,3 in ; Baffle Spacing = 20 in = 0,54 M = 0,5 m
Tube	: OD = 0,75 in ; ID = 0,5 in, BWG = 12 = 0,02 M = 0,01 m in Pt = 1 (triangular) = 0,025 m
	Panjang = 12 ft = 3,7 m
Bahan konstruksi	Jumlah tube = 278 buah
Shell	: Carbon steel
Tube	: Carbon steel
ΔP allowance	: (Top Tray) Allowable 0,2840 psia – Shell : 2 psia (Shell) 6,9201 psia (Cooling Water) - Tube 10 psia (Tube)

<i>Dirt factor</i> (Rd) :	J. ft ² °F/Btu	Rd Allowable =	J. ft ² °F/Btu
Harga	\$ 64.490		

28. Akumulator (F-417)**Tabel V.29 Spesifikasi Akumulator (F-417)**

Spesifikasi	Keterangan						
Kode	F-417						
Jumlah	1 buah						
Fungsi	Tempat untuk menampung liquida hasil kondensasi						
Kapasitas	13,27 m ³						
Material	Carbon steel SA-283 Grade C						
Ukuran							
ID	65,5	in =				1,664	m
OD	66,000	in =				1,676	m
Ls	165,00	in	=	13,75	ft	4,191	m
Ltotal	191	in	=	15,94	ft	4,859	m
ts	1/4	in =				0,005	m
tha	5/16	in =				0,008	m
thb	5/16	in =				0,008	m
ha	11,15	in =				0,283	m
hb	11,15	in =				0,283	m
tipe tutup	Torispherical Head						
Harga	\$ 61.581						

29. Reflux Pump (P-420)**Tabel V.30 Spesifikasi Reflux Pump (P-420)**

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	P-420
Fungsi	Memompa product destillate menjadi reflux kolom distilasi D-420
Tipe	Centrifugal
Kapasitas	35,9 gpm
Material case	Cast iron
Material rotor	Carbon steel
Suction pressure	290 kPa
Discharge pressure	300 kPa
Beda ketinggian	18 ft
Ukuran pipa	2 in Sch 40
Power pompa	1 hp
Jumlah	1 buah
Harga	\$ 4.728

30. Reboiler (E-436)**Tabel V.31 Spesifikasi Reboiler (E-436)**

Spesifikasi	
Kode	: E-436
Fungsi	: Memanaskan aliran bottom product kolom distilasi D-420
Tipe	: 2-4 Kettle Reboiler
Kapasitas	: Massa fluida panas : 60.744,67 lb/jam Massa fluida dingin : 359.043,19 lb/jam
Jumlah	: 2 Buah Reboiler
Ukuran	

<i>Shell</i> :	ID = 27 In 0,6858 M		
<i>Tube</i> :	OD = 1 1/2 in 0,0381 M	ID= 1,4 in 0,0356 m	
	Pt = 1,875 in Triangular	0,0254 m	
	L = 12 Ft	3,6576 m	
	Nt = 125 Buah	Tube BWG pass	
Bahan			
<i>Shell</i> :	<i>Carbon Steel</i>		
<i>Tube</i> :	<i>Carbon Steel</i>		
ΔP allow :	6,470 psia (steam -tube)	Allowable	10 psia
<i>Dirt factor (Rd)</i> :	0,0013 J. ft2 oF/Btu	Allowable	0.001 J. ft2 oF/Btu
Harga	\$ 99.402		

31. Kolom Distilasi (D-430)

Tabel V.32 Spesifikasi Kolom Distilasi (D-430)

Spesifikasi	Keterangan	
Kode	D-430	
Fungsi	Memisahkan DEC dan Cellosolve	
Tipe	Total Kondensor, Parsial Reboiler	
Kapasitas	0,307	m ³ /jam
Bahan	SA 283 Grade C Carbon Steel	
Jumlah	1	
Spesifikasi Plate :		
Type of tray	Cross Flow Sieve Tray	
Tower diameter	1,524	m
Tray spacing	0,609	m

Active area	1,172	m ²
Hole area	0,281	m ²
Downcomer area	0,095	m ²
Active/tower area	64,260	%
Hole spacing	0,051	m
Weir length	0,914	m
Weir height	0,058	m
Downcomer clearance	0,014	m
Number of tray	68	
Tinggi Kolom	42,262	m
Tebal Shell	0,006	m
Harga	\$ 279.429	

32. Kondensor (E-421)

Tabel V.33 Spesifikasi Kondensor (E-421)

Spesifikasi	
Kode	: E-421
Fungsi	: Kondenser pada kolom distilasi D-430
Tipe	: 2-4 shell and tube heat exchanger
Kapasitas	Massa fluida panas
	(M) = 37836 kg/jam
	Massa fluida dingin
	(m) = 97078 kg/jam
Jumlah	: 1 buah heat exchanger
Ukuran	
Shell	ID = 23 in ; Baffle Spacing = 20 in
	= 0,6 m = 0,5 m

<i>Tube</i> :	OD = 3/4 in ; ID = 0,5 in, BWG = 12 = 0,02 m = 0,01 m in Pt = 1 (triangular) = 0,025 m Panjang = 12 ft = 3,7 M Jumlah tube = 352 Buah			
Bahan konstruksi				
<i>Shell</i> :	<i>Carbon steel</i>			
<i>Tube</i> :	<i>Carbon steel</i>			
ΔP	(Top Tray) Allowable			
<i>allowance</i> :	0,2596 psia	- <i>Shell</i> :	2 psia	(<i>Shell</i>)
	6,5316 psia	(Cooling Water) – <i>Tube</i>	10 psia	(<i>Tube</i>)
<i>Dirt factor</i> (Rd) :	J. ft ² 0,0215 °F/Btu	Rd Allowable =	J. ft ² 0,001 °F/Btu	
Harga	\$ 70.066			

33. Akumulator (F-418)

Tabel V.34 Spesifikasi Akumulator (F-418)

Spesifikasi	Keterangan		
Kode	F-418		
Jumlah	1 buah		
Fungsi	Tempat untuk menampung liquida hasil kondensasi		
Kapasitas	149,77	m ³	
Material	Carbon steel SA-283 Grade C		
Ukuran			
ID	137,5 in	=	3,493 m
OD	138,000 in	=	3,505 m
Ls	345,00 in	= 28,75 ft	= 8,763 m

Ltotal	396 in = 32,97 ft = 10,049 m
ts	$\frac{1}{4}$ in = 0,005 m
tha	$\frac{5}{16}$ in = 0,008 m
thb	$\frac{5}{16}$ in = 0,008 m
ha	23,32 in = 0,592 m
hb	23,32 in = 0,592 m
tipe tutup	Torispherical Head
Harga	\$ 65.824

34. Reflux Pump (P-421)

Tabel V.35 Spesifikasi Reflux Pump (P-421)

Spesifikasi	Keterangan
No. kode	P-421
Fungsi	Memompa product distillate menjadi reflux kolom distilasi D-430
Tipe	Centrifugal
Kapasitas	55,5 gpm
Material case	Cast iron
Material rotor	Carbon steel
Suction pressure	130 kPa
Discharge pressure	140 kPa
Beda ketinggian	22 ft
Ukuran pipa	3 in Sch 40
Power pompa	1,5 hp
Jumlah	1 buah
Harga	\$ 15.274

35. Reboiler (E-437)**Tabel V.36 Spesifikasi Reboiler (E-437)**

Spesifikasi	
Kode :	E-437
Fungsi :	Memanaskan aliran bottom product kolom distilasi D-430
Tipe :	2-4 Kettle Reboiler
Kapasitas :	Massa fluida panas : 15.645,938 lb/jam
Jumlah :	Massa fluida dingin : 359.043,19 lb/jam
Ukuran	3 Buah Reboiler
Shell :	ID = 15 1/4 in 0,38735 m
Tube :	OD = 1 1/2 in ID= 1,4 in 0,0381 m 0,0356 m Pt = 1,875 in Triangular 0,0254 m L = 12 Ft 3,6576 m
	Nt = 32 Buah BWG Tube pass
Bahan	
Shell :	Carbon Steel
Tube :	Carbon Steel
ΔP allow :	2,441 psia (steam -tube) Allowable 2,9 Psia
Dirt factor (Rd) :	0,0021 J. ft2 oF/Btu Allowable 0.001 J. ft2 oF/Btu
Harga	\$ 23.396

36. Heat Exchanger (E-422)

Tabel V.37 Spesifikasi Heat Exchanger (E-422)

Spesifikasi	
Kode	: E-422
Fungsi	: Menurunkan suhu aliran produk DEC untuk disimpan ke dalam storage
Tipe	: <i>1-2 shell and tube heat exchanger</i>
Kapasitas	: Massa fluida panas (M) = 27.797 kg/jam Massa fluida dingin (m) = 1.174 kg/jam
Jumlah	: 1 buah <i>heat exchanger</i>
Ukuran	
<i>Shell</i>	: ID = 10 in ; <i>Baffle Spacing</i> = 10 in = 0,3 M = 0,3 m
<i>Tube</i>	: OD = 1,00 in ; ID = 0,7 in, BWG = 8 = 0,03 m = 0,02 m
	: Pt = 1 1/4 in (<i>triangular</i>) = 0,032 m
	: Panjang = 20 ft = 6,1 m
Bahan konstruksi	: Jumlah <i>tube</i> = 32 buah
<i>Shell</i>	: <i>Carbon steel</i>
<i>Tube</i>	: <i>Carbon steel</i>
ΔP	: (liquid) - Allowabl 6,2162 psia <i>Shell</i> e : 10 psia (<i>Shell</i>) (liquid) - 0,15 psia <i>Tube</i> 10 psia (<i>Tube</i>)

<i>Dirt factor</i> (Rd) :	J. ft ² °F/Btu	Rd Allowable =	J. ft ² °F/Btu
	0,00254		0,001
Harga	\$ 9.940		

37. DEC Storage (F-418)

Tabel V.38 Spesifikasi DEC Storage (F-418)

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	F-418
Fungsi	Menyimpan Produk DEC
Kapasitas	48.340 bbl = 7686,1 m ³
Bahan Kontruksi	Carbon Steel SA-283 Grade C
Tipe sambungan	Double welded but joint
Bentuk tangki	Silinder
Jenis tutup atas	Standard Dish Head
ID shell	1.440 inch = 36,576 m
Tinggi shell	288 inch = 7,3152 m
Tinggi tutup atas	243,36 inch = 6,1813 m
Tebal tutup atas	2 ¼ inch = 0,0572 m
Tebal shell	1 ¾ inch = 0,0445 m
Harga	\$ 100.735

38. Heat Exchanger (E-423)

Tabel V.39 Spesifikasi Heat Exchanger (E-423)

Spesifikasi	
Kode :	E-423
Fungsi :	Menurunkan suhu aliran produk Cellosolve untuk disimpan ke dalam storage
Tipe :	1-2 shell and tube heat exchanger

Kapasitas	:	Massa fluida panas (M) = 1.647 kg/jam
		Massa fluida dingin (m) = 1.106 kg/jam
Jumlah	:	1 buah <i>heat exchanger</i>
Ukuran		
		in <i>Baffle</i>
<i>Shell</i>	:	ID = 10 ; <i>Spacing</i> = 10 in
		= 0,3 m = 0,3 m
		in
<i>Tube</i>	:	OD = 1,00 ; ID = 0,7 in, BWG = 8
		= 0,03 m = 0,02 m
		in
		Pt = 1 1/4 (<i>triangular</i>) = 0,032 m
		Panjang = 20 Ft = 6,1 m
		Jumlah <i>tube</i>
		= 32 buah
Bahan konstruksi		
<i>Shell</i>	:	<i>Carbon steel</i>
<i>Tube</i>	:	<i>Carbon steel</i>
		(<i>liquid</i>) – Allowable
ΔP	:	0,3740 psia <i>Shell</i> : 10 psia (<i>Shell</i>)
		(<i>liquid</i>) –
		0,15 psia <i>Tube</i> 10 psia (<i>Tube</i>)
<i>Dirt factor</i> (Rd)	:	Rd Allowable 0,00103 J. ft ² °F/Btu = 0,001 J. ft ² °F/Btu
Harga		\$ 9.940

39. Cellosolve Storage (F-419)**Tabel V.40 Spesifikasi Cellosolve Storage (F-419)**

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	F-419
Fungsi	Menyimpan Produk Cellosolve
Jumlah	1 unit
Kapasitas	3.080 bbl = 489,72 m ³
Bahan Kontruksi	Carbon Steel SA-283 Grade C
Tipe sambungan	Double welded but joint
Bentuk tangki	Silinder
Jenis tutup atas	Standard Dish Head
ID shell	420 inch = 10,668 m
Tinggi shell	216 inch = 5,4864 m
Tinggi tutup atas	71,065 inch = 1,805 m
Tebal tutup atas	5/8 inch = 0,0159 m
Tebal shell	¼ inch = 0,0064 m
Harga	\$ 74.915

40. Pompa (P-423)**Tabel V.41 Spesifikasi Pompa (P-423)**

Spesifikasi	Keterangan
No. kode	P-423
Fungsi	Memompa produk bawah kolom distilasi D-410 ke dalam kolom distilasi D-440
Tipe	Centrifugal
Kapasitas	604 gpm
Material case	Cast iron
Material rotor	Carbon steel
Suction pressure	400 kPa
Discharge pressure	410 kPa

Beda ketinggian	6 ft
Ukuran pipa	10 in Sch 80
Power pompa	10 hp
Jumlah	1 buah
Harga	\$ 14.910

41. Kolom Distilasi (D-440)

Tabel V.42 Spesifikasi Kolom Distilasi (D-440)

Spesifikasi	Keterangan	
Kode	D-440	
Fungsi	Memisahkan Etilen Glikol dan Etilen Karbonat	
Tipe	Total Kondensor, Parsial Reboiler	
Kapasitas	2,197	m ³ /jam
Bahan	SA 283 Grade C Carbon Steel	
Jumlah	1	
Spesifikasi Plate :		
Type of tray	Double Pass Sieve Tray	
Tower diameter	3,048	m
Tray spacing	0,609	m
Active area	4,438	m ²
Hole area	0,348	m ²
Downcomer area	1,038	m ²
Active/tower area	60,858	%
Hole spacing	0,089	m
Weir length	2,438	m
Weir height	0,058	m

Downcomer clearance	0,036	m
Number of tray	34	
Tinggi Kolom	21,935	m
Tebal Shell	0,013	m
Harga	\$ 278.956	

42. Kondensor (E-426)

Tabel V.43 Spesifikasi Kondensor (E-426)

Spesifikasi	
Kode	: E-426
Fungsi	: Kondenser pada kolom distilasi D-440
Tipe	: 2-4 shell and tube heat exchanger
Kapasitas	: Massa fluida panas (M) = 75.672 kg/jam Massa fluida dingin (m) = 254.282 kg/jam
Jumlah	: 2 buah heat exchanger
Ukuran	
Shell	: ID = 21 in ; Baffle Spacing = 18 in = 0,5 M = 0,5 m
Tube	: OD = 0,8 in ; ID = 0,5 in, BWG = 12 = 0,02 M = 0,01 m in Pt = 1 (triangular) = 0,025 m
Bahan konstruksi	: Panjang = 12 Ft = 3,7 M Jumlah tube = 278 Buah

<i>Shell</i>	:	<i>Carbon steel</i>					
<i>Tube</i>	:	<i>Carbon steel</i>					
ΔP				(Top Tray) – Allowable			
<i>allowance</i>	:	0,4870	psia	<i>Shell</i>	:	2	psia (<i>Shell</i>)
				(Cooling Water) -			
		3,2452	psia	<i>Tube</i>		10	psia (<i>Tube</i>)
<i>Dirt factor</i>			J. ft ²	Rd			J. ft ²
(Rd)	:	0,0369	°F/Btu	Allowable =		0,001	°F/Btu
Harga		\$ 124.131					

43. Akumulator (F-419)

Tabel V.44 Spesifikasi Akumulator (F-419)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	F-419
Jumlah	1 buah
Fungsi	Tempat untuk menampung liquida hasil kondensasi
Kapasitas	2,95 m ³
Material	Carbon steel SA-283 Grade C
Ukuran	
ID	37,5 in = 0,953 m
OD	38,000 in = 0,965 m
Ls	95,00 in = 7,92 ft = 2,413 m
Ltotal	112 in = 9,32 ft = 2,841 m
ts	1/5 in = 0,005 m
tha	1/4 in = 0,006 m
thb	¼ in = 0,006 m
ha	6,42 in = 0,163 m
hb	6,42 in = 0,163 m
tipe tutup	Torispherical Head
Harga	\$ 40.609

44. Reflux Pump (P-422)**Tabel V.45 Spesifikasi Reflux Pump (P-422)**

Spesifikasi	Keterangan
No. kode	P-422
Fungsi	Memompa product destillate menjadi reflux kolom distilasi D-440
Tipe	Centrifugal
Kapasitas	8,5 gpm
Material case	Cast iron
Material rotor	Carbon steel
Suction pressure	320 kPa
Discharge pressure	330 kPa
Beda ketinggian	22 ft
Ukuran pipa	1 1/4 in Sch 40
Power pompa	0,25 hp
Jumlah	1 buah
Harga	\$ 4.485

45. Reboiler (E-438)**Tabel V.46 Spesifikasi Reboiler (E-438)**

Spesifikasi	
Kode :	E-428
Fungsi :	Memanaskan aliran bottom product kolom distilasi D-440
Tipe :	2-4 Kettle Reboiler
Kapasitas :	Massa fluida panas : 32.478,68 lb/jam Massa fluida dingin : 359.043,19 lb/jam
Jumlah :	1 Buah Reboiler
Ukuran	

<i>Shell</i> :	ID = 25 in	
	5/8 m	
<i>Tube</i> :	OD = 1 1/2 in	ID = 1,4 in
	0,0381 m	0,0356 m
	Pt = 1 in Triangular	0,0254 m
	L = 16 ft	4,8768 m
	Nt = 105 buah	BWG Tube pass
Bahan		
<i>Shell</i> :	<i>Carbon Steel</i>	
<i>Tube</i> :	<i>Carbon Steel</i>	
ΔP allow :	0,776 psia (steam -tube)	Allowable 10 psia
<i>Dirt factor (Rd)</i> :	0,0010 J. ft ² oF/Btu	Allowable 0.001 J. ft ² oF/Btu
Harga	\$ 52.853	

46. Heat Exchanger (E-424)

Tabel V.47 Spesifikasi Heat Exchanger (E-424)

Spesifikasi	
Kode :	E-424
Fungsi :	Menurunkan suhu aliran produk Etilen Glikol untuk disimpan ke dalam storage
Tipe :	<i>1-2 shell and tube heat exchanger</i>
Kapasitas :	Massa fluida panas (M) = 15.230 kg/jam
	Massa fluida dingin (m) = 82.908 kg/jam
Jumlah :	1 buah <i>heat exchanger</i>
Ukuran	
<i>Shell</i> :	ID = 19 in ; <i>Baffle Spacing</i> = 1 7 in

	= 0,5 m = 0,4 m			
<i>Tube</i> :	O D = 1,00 in ;	ID = 0,67 in	BW G = 8	
Bahan konstruksi	= 0,03 m = 0,02 m			
	in (triangular			
	Pt = 1 1/4)	= 0,032 m	
	Panjang = 20	t = 6,1 m		
	Jumlah tube = 2	Buah		
<i>Shell</i> :	<i>Carbon steel</i>			
<i>Tube</i> :	<i>Carbon steel</i>			
ΔP :	3,9460 psia	(liquid) - Shell	Allowable : 1 psia	(Shell)
	4,20 psia	(liquid) - Tube	0 psia	(Tube)
<i>Dirt factor</i> (Rd) :	0,00 J. ft ² 18 °F/Btu	Rd Allowable =	0,001 J. ft ² °F/Btu	
Harga	\$ 20.244			

47. Etilen Glikol Storage (F-421)

Tabel V.48 Spesifikasi Etilen Glikol Storage (F-421)

Spesifikasi	Keterangan			
No. Kode	F-421			
Fungsi	Menyimpan Produk Etilen Glikol			
Kapasitas	11.900	bbl =	1892,1	m ³
Bahan Kontruksi	Carbon Steel SA-283 Grade C			

Tipe sambungan	Double welded but joint			
Bentuk tangki	Silinder			
Jenis tutup atas	Standard Dish Head			
ID shell	540	inch =	13,716	m
Tinggi shell	504	inch =	12,802	m
Tinggi tutup atas	91,26	inch =	2,318	m
Tebal tutup atas	7/8	inch =	0,0222	m
Tebal shell	7/8	inch =	0,0222	m
Harga	\$ 109.827			

48. Heat Exchanger (E-425)

Tabel V.49 Spesifikasi Heat Exchanger (E-425)

Spesifikasi	
Kode :	E-425
Fungsi :	Menurunkan suhu aliran produk Etilen Karbonat untuk disimpan ke dalam storage
Tipe :	<i>1-2 shell and tube heat exchanger</i>
Kapasitas :	Massa fluida panas
	(M) = 147.987 kg/jam
	Massa fluida dingin
	(m) = 54.197 kg/jam
Jumlah :	1 buah <i>heat exchanger</i>
Ukuran	
<i>Shell</i> :	<div> <div> <div>in</div> <div>Baffle</div> </div> <div> <div>ID = 17</div> <div>;</div> <div>Spacing</div> </div> <div> <div>= 17</div> <div>in</div> </div> </div> <div> <div>in</div> <div>Baffle</div> </div> <div> <div>= 0,4</div> <div>m</div> </div> <div> <div>= 0,4</div> <div>m</div> </div>
<i>Tube</i> :	<div> <div>in</div> <div>OD = 1,5</div> <div>;</div> <div>ID = 1,2</div> <div>in,</div> <div>BWG = 8</div> </div> <div> <div>= 0,04</div> <div>m</div> </div> <div> <div>= 0,03</div> <div>m</div> </div>
	<div> <div>in</div> <div>Pt = 1 7/8</div> <div>(triangular)</div> <div>= 0,048</div> <div>m</div> </div>

Bahan konstruksi	Panjang = 16 Ft = 4,9 M			
	Jumlah tube = 44 Buah			
	Shell :	Carbon steel		
	Tube :	Carbon steel		
ΔP :	9,5034 psia	(liquid) – Allowable	:	10 psia (Shell)
	3,30 psia	(liquid) -		10 psia (Tube)
Dirt factor (Rd) :	0,00161 J. ft ² °F/Btu	Rd Allowable =	0,001	J. ft ² °F/Btu
Harga	\$ 17.214			

49. Etilen Karbonate Storage (F-420)

Tabel V.50 Spesifikasi Etilen Karbonat Storage (F-420)

Spesifikasi	Keterangan			
No. Kode	F-420			
Fungsi	Menyimpan Produk Etilen Karbonat			
Kapasitas	84.600	bbl =	13451	m ³
Bahan Kontruksi	Carbon Steel SA-283 Grade C			
Tipe sambungan	Double welded but joint			
Bentuk tangki	Silinder			
Jenis tutup atas	Standard Dish Head			
ID shell	1440,00	inch =	36,58	m
Tinggi shell	504,00	inch =	12,80	m
Tinggi tutup atas	243,36	inch =	6,18	m
Tebal tutup atas	2 3/16	inch =	0,056	m
Tebal shell	2 3/16	inch =	0,056	m

Harga	\$ 125.344
-------	------------

BAB VI

ANALISA EKONOMI

Analisa ekonomi merupakan salah satu parameter apakah suatu pabrik tersebut layak didirikan atau tidak. Untuk menentukan kelayakan suatu pabrik secara ekonomi, diperlukan perhitungan parameter analisa ekonomi. Parameter kelayakan tersebut antara lain POT (Pay Out Time), NPV (Net Present Value), BEP (Break Even Point) dan Analisa kepekaan (sensitifitas).

VI.1 PENGELOLAAN SUMBER DAYA MANUSIA

VI.1.1 Bentuk Badan Perusahaan

Bentuk badan perusahaan dalam Pabrik DEC ini dipilih Perseroan Terbatas (PT). Perseroan Terbatas merupakan suatu persekutuan yang menjalankan perusahaan dengan modal usaha yang terbagi beberapa saham, dimana tiap sekutu (disebut juga persero) turut mengambil bagian sebanyak satu atau lebih saham. Hal ini dipilih karena beberapa pertimbangan sebagai berikut:

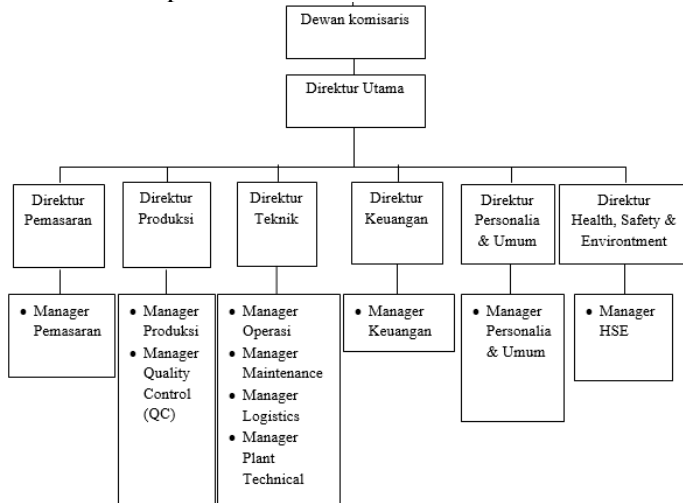
1. Modal perusahaan dapat lebih mudah diperoleh yaitu dari penjualan saham maupun dari pinjaman.
2. Tanggung jawab pemegang saham terbatas, karena segala sesuatu yang menyangkut kelancaran produksi ditangani oleh pemimpin perusahaan.
3. Kekayaan pemegang saham terpisah dari kekayaan perusahaan, sehingga kekayaan pemegang saham tidak menentukan modal perusahaan.

VI.1.2 Sistem Organisasi Perusahaan

Struktur organisasi yang direncanakan dalam pra desain pabrik ini adalah garis dan staf, yang merupakan kombinasi dari pengawasan secara langsung dan spesialisasi pengaturan dalam perusahaan. Alasan pemakaian sistem ini adalah:

- Biasa digunakan untuk organisasi yang cukup besar dengan produksi yang terus menerus

- Terdapat kesatuan pimpinan dan perintah, sehingga disiplin kerja lebih baik
- Masing-masing manager secara langsung bertanggung jawab atas aktivitas yang dilakukan untuk mencapai tujuan
- Pimpinan tertinggi dipegang oleh seorang direktur yang bertanggung jawab kepada dewan komisaris. Anggota dewan komisaris merupakan wakil-wakil dari pemegang saham dan dilengkapi dengan staf ahli yang bertugas memberikan nasihat dan saran kepada direktur.



Gambar VI.1 Struktur Organisasi

Pembagian kerja dalam organisasi ini adalah :

1. Dewan Komisaris

Dewan Komisaris bertindak sebagai wakil dari pemegang saham. Komisaris diangkat menurut ketentuan yang ada dalam perjanjian dan dapat diberhentikan setiap waktu dalam RUPS apabila bertindak tidak sesuai dengan anggaran dasar atau kepentingan dari kalangan pemegang saham yang memiliki saham terbanyak dari perseroan tersebut.

Tugas dewan komisaris :

- Mengawasi direktur dan berusaha agar tindakan direktur tidak merugikan perseroan
- Menetapkan kebijaksanaan perusahaan
- Mengadakan evaluasi/pengawasan tentang hasil yang diperoleh perusahaan
- Memberikan nasehat kepada direktur bila direktur ingin mengadakan perubahan dalam perusahaan.

2. **Direktur Utama**

Direktur Utama adalah pemegang kepengurusan dalam perusahaan dan merupakan pimpinan tertinggi dan penanggung jawab utama dalam perusahaan secara keseluruhan.

Tugas direktur adalah :

- Menetapkan strategi perusahaan, merumuskan rencana-rencana dan cara melaksanakannya
- Menetapkan sistem organisasi yang dianut dan menetapkan pembagian kerja, tugas dan tanggung jawab dalam perusahaan untuk mencapai tujuan yang telah ditetapkan
- Mengadakan koordinasi yang tepat dari semua bagian
- Memberikan instruksi kepada bawahannya untuk mengadakan tugas masing-masing
- Mempertanggungjawabkan kepada dewan komisaris, segala pelaksanaan dari anggaran belanja dan pendapatan perusahaan
- Menentukan kebijakan keuangan

3. **Direktur Pemasaran**

Direktur pemasaran yang bertugas membantu direktur dalam pelaksanaan tugasnya yang berhubungan dengan pemasaran. Dalam hal ini direktur pemasaran dibantu oleh manager pemasaran yang membawahi staf-staf bagian pemasaran.

➤ **Tugas Direktur Pemasaran:**

- Membantu direktur dalam perencanaan maupun dalam penelaahan kebijaksanaan pokok dalam bidang pemasaran.
- Menentukan kebijakan pemasaran agar dapat memperoleh hasil maksimal.
- Mengadakan koordinasi yang tepat dari bagian pemasaran.
- Memberikan instruksi kepada bawahannya (manager pemasaran) untuk mengadakan tugas masing-masing.
- Bertanggung jawab langsung kepada Direktur Utama.

➤ **Tugas Manager Pemasaran :**

- Bagian ini bertugas mengusahakan agar hasil-hasil produksi dapat disalurkan dan didistribusikan secara tepat agar harga jual terjangkau dan mendapat keuntungan optimum.
- Mengumpulkan fakta-fakta kemudian menggolongkannya dan mengevaluasinya.
- Mengkoordinasikan dengan staf bagian pemasaran.
- Bagian ini meliputi pemasaran dan iklan.
- Bertanggung jawab langsung kepada Direktur Pemasaran.

4. Direktur Produksi

Direktur produksi yang bertugas membantu direktur dalam pelaksanaan tugasnya, baik yang berhubungan dengan operasi produksi pabrik dalam hal produksi, konstruksi pabrik dan quality dari bahan baku dan produk yang dihasilkann. Dalam hal ini Direktur Produksi dibantu oleh Manager Produksi dan Manager Quality yang masing-masing membawahi staf di bagian masing-masing.

➤ **Tugas Direktur Produksi:**

- Membantu direktur dalam perencanaan maupun dalam penelaahan kebijaksanaan pokok bidang operasi produksi pabrik dalam hal produksi, konstruksi pabrik dan quality dari bahan baku serta produk yang dihasilkann
- Menentukan kebijakan operasi pabrik agar dapat memperoleh hasil maksimal.
- Mengadakan koordinasi yang tepat dari bagian produksi.

- Memberikan instruksi kepada bawahannya untuk mengadakan tugas masing-masing.

- Bertanggung jawab langsung kepada Direktur Utama.

➤ **Tugas Manager Produksi :**

- Bagian produksi bertugas mengusahakan agar barang-barang produksi dengan teknik yang memudahkan karyawan sehingga diperoleh produk dengan biaya rendah, kualitas tinggi dan harga yang bersaing yang diinginkan dalam waktu yang sesingkat mungkin..
- Mengumpulkan fakta-fakta kemudian menggolongkannya dan mengevaluasinya.
- Mengkoordinasikan dengan staf bagian produksi yang terdiri dari supervisor, mandor dan operator yang bekerja langsung di lapangan.
- Bertanggung jawab langsung kepada Direktur Produksi.

➤ **Tugas Manager Quality Control (QC):**

- Bagian QC bertugas mengontrol kualitas produk, bagian ini juga bertugas meneliti dan mengembangkan penggunaan bahan baku serta produksi yang lebih baik dan lebih ekonomis.
- Menganalisa bahan baku proses dan analisa produk secara kimia maupun fisik.
- Mengumpulkan fakta-fakta kemudian menggolongkannya dan mengevaluasinya.
- Mengkoordinasikan dengan staf bagian quality.
- Bertanggung jawab langsung kepada Direktur Produksi.

5. **Direktur Teknik**

Direktur teknik yang bertugas membantu direktur dalam pelaksanaan tugasnya, yang berhubungan dengan operasi pabrik dalam hal operasi peralatan, maintenance peralatan, plant technical dan pengadaan logistik untuk operasi pabrik. Dalam hal ini Direktur Teknik dibantu oleh Manager Operasi, Manager Maintenance, Manager Plant Technical dan Manager

Logistik yang masing-masing membawahi staf di bagian masing-masing.

➤ **Tugas Direktur Teknik:**

- Membantu direktur dalam perencanaan maupun dalam penelaahan kebijaksanaan pokok bidang operasi pabrik dalam hal operasi peralatan, maintenance peralatan, plant technical dan pengadaan logistik untuk operasi pabrik
- Menentukan kebijakan engineering pabrik agar dapat beroperasi secara maksimal.
- Mengadakan koordinasi yang tepat dari bagian engineering.
- Memberikan instruksi kepada bawahannya untuk mengadakan tugas masing-masing.
- Bertanggung jawab langsung kepada Direktur Utama.

➤ **Tugas Manager Operasi :**

- Bagian operasi bertugas mengendalikan jalannya proses produksi pabrik dapat beroperasi dengan maksimal.
- Mengumpulkan fakta-fakta dalam hal operasi di lapangan kemudian menggolongkannya dan mengevaluasinya.
- Mengkoordinasikan dengan staf bagian operasi.
- Bertanggung jawab langsung kepada Direktur Teknik.

➤ **Tugas Manager Maintenance:**

- Bertugas memelihara dan menjaga fasilitas maupun peralatan pabrik yang ada dan mengadakan perbaikan/penggantian yang diperlukan agar didapatkan kontinuitas kerja dan operasi sesuai dengan perencanaan
- Mengkoordinasikan dengan staf bagian maintenance.
- Bertanggung jawab langsung kepada Direktur Teknik.

➤ **Tugas Manager Plant Technical :**

- Bagian Plant Technical bertugas memberikan bantuan teknik kepada bagian maintenance dan bagian operasi yang berkaitan dengan kelancaran dan efisiensi peralatan pabrik.

- Mengumpulkan fakta-fakta dalam hal operasi di lapangan kemudian menggolongkannya dan mengevaluasinya. Bertanggung jawab langsung kepada Direktur Teknik.

➤ **Tugas Manager Logistik :**

- Bagian ini bertugas untuk mengadakan kontak dengan pihak penjual bahan baku dan mempersiapkan order-order pembelian. Untuk mempersiapkan pembelian, harus ditetapkan :
 - Barang yang dibeli
 - Jumlah yang dibeli
 - Waktu pembelian dan tempat pembelian
 - Syarat penyerahan barang yang akan dibeli
- Bertanggung jawab langsung kepada Direktur Teknik.

6. **Direktur Keuangan**

Direktur keuangan yang bertugas membantu direktur dalam pelaksanaan tugasnya, yang berhubungan dengan hal keuangan dan pembukuan perusahaan. Dalam hal ini Direktur Keuangan dibantu oleh Manager Keuangan yang membawahi staf di bagian Keuangan.

➤ **Tugas Direktur Keuangan:**

- Membantu direktur dalam perencanaan maupun dalam penelaahan kebijaksanaan pokok bidang keuangan dan pembukuan perusahaan.
- Menentukan kebijakan keuangan pabrik agar dapat memperoleh keuntungan maksimal.
- Mengadakan koordinasi yang tepat dari bagian keuangan.
- Memberikan instruksi kepada bawahannya untuk mengadakan tugas masing-masing.
- Bertanggung jawab langsung kepada Direktur Utama.

➤ **Tugas Manager Keuangan :**

- Bagian keuangan bertugas atas keuangan dan transaksi perusahaan.

- Bagian pembukuan bertugas atas pemeliharaan administrasi keuangan, penghitungan pajak dan pembukuan perusahaan.
- Bertanggung jawab langsung kepada Direktur Keuangan.

7. Direktur Personalia dan Umum

Direktur Personalia dan Umum yang bertugas membantu direktur utama dalam pelaksanaan tugasnya yang berhubungan dengan personalia dan umum. Dalam hal ini direktur Personalia dan Umum dibantu oleh manager Personalia dan Umum yang membawahi staf bagian Personalia dan Umum.

➤ Tugas Direktur Personalia dan Umum:

- Membantu direktur dalam perencanaan maupun dalam penelaahan kebijaksanaan pokok dalam bidang kepegawaian, fasilitas bagi karyawan, peningkatan mutu karyawan, pelayanan terhadap masyarakat maupun karyawan serta keamanan pabrik.
- Mengadakan koordinasi yang tepat dari bagian personalia dan umum
- Memberikan instruksi kepada bawahannya (manager personalia dan umum) untuk mengadakan tugas masing-masing.
- Bertanggung jawab langsung kepada Direktur Utama.

➤ Tugas Manager Personalia dan Umum :

- Bagian ini bertugas bidang kepegawaian, fasilitas bagi karyawan, peningkatan mutu karyawan, pelayanan terhadap masyarakat maupun karyawan serta keamanan pabrik.
- Bertugas untuk memberikan bantuan kepada direktur dalam masalah-masalah kepegawaian, antara lain : penerimaan, pemilihan, penempatan, pemberhentian tenaga kerja dan masalah upah.
- Bertanggung jawab langsung kepada Direktur Personalia dan Umum.

8. Direktur Health, Safety & Environment

Direktur Health, Safety & Environment atau yang biasa disebut HSE ini bertanggung jawab terhadap perencanaan, pelaksanaan, pengawasan dan pemeliharaan keselamatan peralatan pabrik dan karyawan serta pencegahan kebakaran dan lingkungan.

➤ Tugas Direktur Health, Safety & Environment:

- Membantu direktur dalam perencanaan keselamatan pabrik, budaya sehat perusahaan, dan menentukan peraturan-peraturan keselamatan dalam budaya kerja pabrik.
- Mengadakan koordinasi yang tepat dari bagian Health, Safety & Environment.
- Memberikan instruksi kepada bawahannya (manager Health, Safety & Environment) untuk mengadakan tugas masing-masing.
- Bertanggung jawab langsung kepada Direktur Utama.

➤ Tugas Manager Health, Safety & Environment:

- Bagian ini bertugas dalam pelaksanaan kebijakan keselamatan pabrik, dan menjalankan peraturan-peraturan keselamatan dan kesehatan lingkungan kerja
- Bertugas untuk memberikan bantuan kepada direktur dalam masalah-masalah keselamatan
- Bertanggung jawab langsung kepada Direktur Health, Safety & Environment.

VI.1.3 Perincian Jumlah Tenaga Kerja

Jumlah karyawan yang dibutuhkan untuk proses produksi DEC diuraikan sebagai berikut :

Tabel 6.1 Daftar kebutuhan karyawan pabrik DEC

No.	Jabatan	Jumlah
		karyawan
1	Dewan Komisaris	5
2	Direktur utama	1

3	Dewan Direksi	6
4	Sekretaris Direktur	6
5	Manager	10
6	Sekretaris Manager	10
7	Superintendent	22
8	Supervisor	63
9	Staff	160
10	Operator	188
Total		471

Pabrik DEC ini menggunakan basis 330 hari kerja pertahun dengan waktu 24 jam kerja perhari. Dengan pekerjaan yang membutuhkan pengawasan terus menerus selama 24 jam, maka dilakukan system shift karyawan dan yang bekerja secara shift yaitu operator. *Shift* direncanakan dilakukan tiga kali perhari setiap 8 jam. Dengan ada 4 jenis *shift*. Distribusinya diatur sebagai berikut

Shift I	:	07.00 - 15.00
Shift II	:	15.00 - 23.00
Shift III	:	23.00 – 07.00
Shift Off	:	Libur

Penggantian shift dilakukan sesuai aturan International Labour Organization yaitu sistem *metropolitan rota* atau biasa disebut 2-2-2 (dalam 1 minggu dilakukan 2 hari shift malam, 2 hari shift pagi, 2 hari shift siang, 1 hari libur), sehingga untuk 3 shift dibutuhkan 4 regu dengan 1 regu libur. Sistem ini dapat ditabelkan sebagai berikut:

Tabel 6.2 Jadwal shift dengan sistem 2-2-2

Hari	1	2	3	4	5	6	7
Shift							
I	A	D	C	B	A	D	C
II	B	A	D	C	B	A	D

III	C	B	A	D	C	B	A
Libur	D	C	B	A	D	C	B

Untuk pekerja non-shift pembagian jam kerja dilakukan sebagai berikut:

Senin – Kamis	:	08.00 – 16.00
Istirahat	:	12.00 – 13.00
Jumat	:	08.00 – 16.30
Istirahat	:	11.30 – 13.00

VI.2 UTILITAS

Utilitas merupakan sarana penunjang suatu industri, karena utilitas merupakan penunjang proses utama dan memegang peranan penting dalam pelaksanaan operasi dan proses. Sarana utilitas pada pabrik DEC ini meliputi :

1. Air

Air pada pabrik ini berfungsi sebagai sanitasi laboratorium dan karyawan, serta pendingin pada cooler dan condenser serta menjadi *boiler feed water*. Air yang dibutuhkan dalam Pabrik DEC ini adalah sebesar $1029 \text{ m}^3 / \text{jam}$ yang didapatkan dari laur yang terletak di dekat pabrik dengan menggunakan pompa. Sedangkan penggunaan dari air untuk pabrik adalah mempunyai rincian sebagai berikut:

Air sanitasi laboratorium dan karyawan	:	$1029 \text{ m}^3 / \text{jam}$
Pendingin pada <i>Cooler</i> dan <i>Condenser</i>	:	4659472,728 kg / jam
Menjadi bahan baku <i>boiler feed water</i>	:	564442,409 kg / jam

2. Steam

Steam digunakan sebagai media pemanas pabrik DEC pada heater dan reboiler. Dengan menggunakan Boiler dengan kapasitas produksi steam sebesar $564442,409 \text{ kg / jam}$.

3. Listrik

Berfungsi sebagai tenaga penggerak dari peralatan proses maupun penerangan.

Maka untuk memenuhi kebutuhan utilitas pabrik di atas, diperlukan unit-unit sebagai penghasil sarana utilitas, yaitu :

VI.2.1 Unit Pengolahan Air

1. Air Sanitasi

Kebutuhan air untuk pabrik diambil dari air laut, dimana sebelum digunakan air laut perlu diolah lebih dulu, agar tidak mengandung zat-zat pengotor, dan zat-zat lainnya yang tidak layak untuk kelancaran operasi. Air pada pabrik DEC ini hanya digunakan untuk kepentingan air sanitasi, meliputi air untuk laboratorium dan karyawan. Air sanitasi digunakan untuk keperluan para karyawan dilingkungan pabrik. Penggunaannya antara lain untuk konsumsi, mencuci, mandi, memasak, laboratorium, perkantoran dan lain-lain. Dengan asumsi setiap orang membutuhkan 5 L air setiap harinya, dan hari aktif kerja adalah 330 hari, dan jumlah orang di dalam pabrik adalah 297 orang.

Adapun syarat air sanitasi, meliputi :

- a. Syarat fisik :
 - Suhu di bawah suhu udara
 - Warna jernih
 - Tidak berasa
 - Tidak berbau
 - Kekeruhan SiO_2 tidak lebih dari 1 mg / liter
- b. Syarat kimia :
 - pH = 6,5 - 8,5
 - Tidak mengandung zat terlarut yang berupa zat organik dan anorganik seperti PO_4 , Hg, Cu dan sebagainya
- c. Syarat bakteriologi :
 - Tidak mengandung kuman atau bakteri, terutama bakteri patogen
 - Bakteri E. coli kurang dari 1/ 100 ml

2. Air Umpan Boiler

Air umpan *boiler* merupakan bahan baku pembuatan *steam* yang berfungsi sebagai media pemanas. Air untuk keperluan umpan boiler harus memenuhi syarat-syarat agar air yang digunakan tidak merusak boiler, antara lain:

- Tidak boleh membuih
- Tidak boleh membentuk kerak dalam boiler
- Tidak boleh menyebabkan korosi pada pipa

Untuk memenuhi syarat tersebut guna mencegah kerusakan pada boiler, maka sebelum digunakan air umpan boiler harus diolah terlebih dahulu melalui

- a. Demineralizer, untuk menghilangkan ion-ion pengganggu
- b. Deaerator, untuk menghilangkan gas-gas terlarut

3. Air Pendingin

Penyediaan air pendingin bertujuan untuk memenuhi kebutuhan air ditinjau dari segi transfer panas, dimana air digunakan sebagai media pendingin pada alat perpindahan panas. Penggunaan air sebagai media pendingin pada alat perpindahan panas dikarenakan faktor berikut.

- Air dapat menyerap jumlah panas yang tinggi per satuan volume
- Air merupakan materi yang mudah didapat dan relatif murah
- Tidak mudah mengembang dan menyusut dengan adanya perubahan suhu
- Mudah dikendalikan dan dioperasikan
- Tidak mudah terdekomposisi

Syarat air pendingin adalah tidak boleh mengandung:

- a. Hardness : dapat memberikan efek pada pembentukan kerak
- b. Besi : dapat menyebabkan korosi
- c. Silika : dapat menyebabkan kerak
- d. Minyak : dapat menyebabkan turunnya *heat transfer*

VI.2.2 Unit Penyediaan Steam

Steam yang dibutuhkan untuk proses dihasilkan dari *boiler*. Kebutuhan steam digunakan sebagai penukar panas dan untuk keperluan proses. Peralatan yang dibutuhkan untuk pembangkit *steam* yaitu *boiler*. *Steam* diproudksi dengan mengumpankan air pada boiler yang kemudian dipanaskan sehingga air umpan boiler berubah fase menjadi *saturated steam*. Pada DEC dari gas buang CO₂ diproduksi jenis *steam Medium Pressure Saturated Steam* (17,5 bar) dengan kondisi *saturated steam* serta *superheated steam*.

VI.2.3 Unit Pembangkit Tenaga Listrik

Listrik pada pabrik DEC digunakan untuk memenuhi kebutuhan listrik proses dan operasional non-proses dari pabrik ini. Pada *plant* ini, direncanakan semua keperluan listrik dapat disuplai sendiri untuk mengurangi ketergantungan pada suplai listrik PLN dan untuk mengurangi resiko kekurangan suplai listrik dari PLN yang menyebabkan terhambatnya proses industri. Kebutuhan listrik yang diperlukan untuk pabrik DEC ini diambil dari generator sebagai penghasil tenaga listrik untuk proses produksi dan untuk penerangan pabrik dan kantor.

VI.3 ANALISA EKONOMI

VI.3.1 Asumsi Perhitungan

Dalam melakukan analisa keuangan pabrik DEC ini, digunakan beberapa asumsi, antara lain sebagai berikut :

- Modal kerja sebesar 12 bulan biaya pengeluaran, yaitu biaya bahan baku ditambah dengan biaya operasi;
- Eskalasi harga bahan baku dan eskalasi biaya operasi yang meliputi biaya bahan penolong, biaya utilitas dan biaya sesuai dengan inflasi *forecast* menggunakan *minitab forecast software*;
- Sumber dana investasi berasal dari modal sendiri sebesar 20 % biaya investasi dan pinjaman jangka pendek sebesar 80 % biaya investasi dengan bunga sebesar 5% per tahun

yang akan dibayar dalam jangka waktu 120 bulan (10 tahun);

- Penyusutan investasi alat & bangunan terjadi dalam waktu 10 tahun secara straight line.

VI.3.2 Analisa Keuangan

Analisa keuangan yang digunakan pada pabrik DEC ini adalah dengan menggunakan metode *discounted cash flow*. Analisa keuangan untuk pabrik DEC terdiri dari perhitungan biaya produksi dan aliran kas / kinerja keuangan. Detail perhitungan dapat dilihat pada Appendix D. Berikut ini adalah ketentuan maupun parameter yang digunakan untuk perhitungan ekonomi.

Tabel 6.3 Parameter Perhitungan Ekonomi

PARAMETER	Nilai	Keterangan
Investasi total	Rp1.161.779.753.500	IDR
Pajak pendapatan	30%	/thn
Depresiasi	10%	/thn
Disc.factor NPV	10%	
Suku Bunga	9,9%	per tahun
Nama Bahan	Harga (US\$)	Keterangan
Etilen Oksida	402	per ton
Etanol	900	per m ³
KI	42000	per ton
EtONa	1540	per ton
DEC	2100	per ton
EG	1500	per ton
EC	1400	per ton
Cellosolve	1300	per ton
Modal tetap (FCI)	Rp1.045.601.778.150	IDR

OPERASI		
Etilen Oksida	696,770	ton / tahun
Etanol	878483	m ³ / tahun
KI	23	ton/hari
EtONa	47	ton / tahun
DEC	250.249	ton / tahun
EG	131.354	ton / tahun
EC	1.278.746	ton / tahun
Cellosolve	14.671	ton / tahun
Hari Operasi	330	Hari/Tahun
Modal Sendiri (20%)	Rp232.355.950.700	IDR
Modal Pinjam (80%)	Rp929.423.802.800	IDR

Ringkasan analisa ekonomi dari pabrik DEC dapat dilihat pada tabel di bawah ini.

Tabel 6.4 Hasil Perhitungan Analisa Ekonomi Pabrik DEC

No	Keterangan	Unit	Jumlah
1	TOTAL INVESTMENT COST	IDR	Rp1.161.779.753.500
2	INTEREST	% per tahun	9,9
3	NPV 10 YEAR	IDR	Rp4.525.907.000,88
4	IRR	% per tahun	35
5	POT	Tahun	4,75
6	BEP	%	32,0
7	COST FOR ETHYLENE OXIDE	US\$/ ton	402
8	COST FOR ETANOL	US\$/ m ³	900
9	COST FOR KI	US\$/ ton	42000
10	COST FOR ETONA	US\$/ ton	1540
11	SELLING PRICE DEC	US\$/ ton	2100

12	SELLING PRICE EG	US\$/ ton	1500
13	SELLING PRICE EC	US\$/ ton	1400
14	SELLING PRICE CELLOSOLVE	US\$/ ton	1300
15	PROJECT LIFE	Tahun	10
16	CONSTRUCTION PERIODE	Tahun	2
17	OPERATION DAYS/YEAR	hari/tahun	330

BAB VII KESIMPULAN

Dari hasil yang telah diuraikan pada bab-bab sebelumnya. maka disimpulkan sebagai berikut :

1. Perencanaan Operasi : Kontinyu, 24 jam / hari, selama 330 hari / tahun
2. Kapasitas Produksi :
 - a. DEC : 250.249 ton / tahun
 - b. Etilen Glikol : 131.354 ton / tahun
 - c. Etilen Karbonat : 1.278.746 ton/tahun
 - d. Cellosolve : 14.671 ton/tahun
3. Lokasi Pabrik : Bontang, Kalimantan Timur

Analisa Ekonomi

:

No	KETERANGAN	Unit	Jumlah
1	TOTAL INVESTMENT COST	IDR	Rp1.113.777.175.325
2	IRR	% per tahun	36
3	POT	Tahun	4,75
4	BEP	%	31,8
5	NPV	US\$	Rp4.609.720.000,96
6	HARGA JUAL DEC	US\$/ ton	2.100
7	HARGA JUAL ETILEN GLIKOL	US\$/ ton	1.500
8	HARGA JUAL ETILEN KARBONAT	US\$/ ton	1.400
9	HARGA JUAL CELLOSOLVE	US\$/ ton	1.300
10	PROJECT LIFE	Tahun	10
11	CONSTRUCTION PERIODE	Tahun	2
12	OPERATION DAYS/YEAR	hari/tahun	330

Berdasarkan hasil analisa teknis dan aspek ekonomi dengan memperhatikan parameter-parameter yang telah

VII-2

disebutkan diatas, maka dapat disimpulkan bahwa Pabrik DEC dari Etanol, CO₂, dan Etilen Oksida layak untuk didirikan.

DAFTAR PUSTAKA

Abidin, J. & Hasibuan, F. A., 2019. *Pengaruh Dampak Pencemaran Udara Terhadap Kesehatan Untuk Menambah Pemahaman Masyarakat Awam Tantang Bahaya Dari Polusi Udara*. Pekanbaru, Seminar Nasional Fisika Universitas Riau IV.

Alibaba.com, 1999. *Equipment Costs*. [Online] Available at: <https://www.alibaba.com/> [Diakses 07 01 2020].

Anggerta, L. A., Kurniawansyah, F. & Wibawa, G., 2019. Catalytic synthesis of diethyl carbonate via one-pot reaction from carbon dioxide, ethanol, and epoxide. *9th Annual Basic Science International Conference 2019 (BaSIC 2019)*.

Anugraha, R. P., 2019. PENGEMBANGAN APLIKASI DIMETHYL CARBONATE DAN DIETHYL CARBONATE SEBAGAI ZAT ADITIF GASOLINE YANG RAMAH LINGKUNGAN.

Ardillah, Y., 2016. Faktor Risiko Kandungan Timbal di Dalam Darah. *Jurnal Ilmu Kesehatan Masyarakat*, 7(03), p. 153.

BPH Migas, 2018. *Laporan Kinerja Tahun 2018*, Jakarta: BPH Migas.

Brian, D., Guenneau, C., Hilton, S. & Pahnke, J., 2002. *Production of Diethyl Carbonate from Ethanol and Carbon Monoxide over a Heterogeneous Catalyst*, USA: ACS Publications.

Demibras, A., 2003. *Biodiesel Fuels from Vegetable Oils via Catalytic and Non-Catalytic Supercritical Alcohol Transesterifications and Other Methods : a survey*, s.l.: Elsevier, Energy Conversion and Management.

Dortmundt, D. & Doshi, K., 1999. *Recent Developments in CO2 Removal Membrane Technology*, USA: s.n.

ESDM, 2013. *Peredaran Aditif BBM*, Jakarta: DetikOto.

Geankoplis, C. J., 1997. *Transport Process and Unit Operations, 3rd Edition*, New Delhi: Prentice Hall.

Imaev, S. & E.V.Voytenkov, 2012. *R&D Technologies for Acid Gases Extraction from Natural Gases*, Moscow: s.n.

Leino, E. et al., 2017. Synthesis and Characterization of Ceria-supported Catalysts for Carbon Dioxide Transformation to Diethyl Carbonate.

Ludwig, E. E., 1947. *Design For Chemical and Petrochemical Plants*. Houston-Texas: Gull Publishing.

Matche.com, 2014. *Equipment Costs*. [Online] Available at: <http://matche.com/> [Diakses 04 01 2020].

Monroe, R., 2019. *loss of Arctic's Reflective Sea Ice Will Advance Global Warming by 25 Years*, San Diego: Scripps Intitution of Oceanography.

Moxey, B. G., Cairns, A. & Zhao, H., 2016. A Comparasion of Butanol and Ethanol Flame Development in an Optical Spark Ignition Engine.

Ness, S. V., 1967. *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics*. 4th edition, International edition penyunt. Singapore: McGraw Hill Inc.

Pacheco, M. A. & Marshall, C. L., 1997. Review of Dimethyl Carbonate (DMC) Manufacture and Its Characteristics as a Fuel Additive. *American Chemical Society*.

Perry, R. H. a. D. G., t.thn. *Perry's Chemical Engineers' Handbook*. 7th edition penyunt. New York: McGraw-Hill Book Company.

Peters, M. S. & Timmerhaus, K. D., 1991. *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*. 4th edition penyunt. Boston: McGraw-Hill Book Company.

Pratiwi, W., 2009. *Pembuatan Etilen Glikol dari Etilen Oksida dengan Proses Karbonasi dengan Kapasitas 80.000 Ton/tahun*, Medan: Univrsitas Negeri Sumatera Utara.

Pratiwi, W., 2009. *Pembuatan Etilen Glikol dari Etilen Oksida dengan Proses Karbonasi dengan Kapasitas 80.000 Ton/tahun*, Medan: Universitas Negeri Sumatera Utara.

Roh, N.-S., Eyring, E. M., Pugmire, R. J. & Meuzelaar, H. L., 2003. *Production of Diethyl Carbonate from Ethanol and Carbon Monoxide over a Heterogeneous Catalytic Flow Reactor*, s.l.: s.n.

Rubin, E. S. & B.Rao, A., 2002. *A technical, economic, and Environmental Assessment of Amine-based CO₂ Capture Technology for Power Plant Greenhouse Gas Control*, Pittsburgh: s.n.

Selley, R. C., 2015. *Elements of Petroleum Geology*. 3rd penyunt. USA: Science Direct.

Semar, D. & Yuliarita, E., 2011. Meramu Bensin Ramah Lingkungan dengan Pemanfaatan Butanol.

Sumartono, 2000. PENGOLAHAN GAS LIMBAH PROYEK GAS NATUNA. *Jurnal Teknologi Lingkungan*, Volume 1, p. 10.

Ulrich, G. D., 1984. *A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economic*. Canada: John Wiley & Sons.

Wang, L., Li, H., Xin, S. & He, P., 2013. *Highly Efficient Synthesis of Diethyl Carbonate via One-pot Reaction from Carbon Dioxide, Epoxide, and ethanol over KI-based Binary Catalyst System*, s.l.: s.n.

Wibawa, G., Wiguno, A., Tetrisyanda, R. & Kuswandi, 2018. Tekanan Uap (Vapor Pressure) Untuk Campuran 2-Butanol + Diethyl Carbonate dan Tert-Butanol + Diethyl Carbonate. *Jurnal Integrasi Proses*, 7(2), p. 88.

Wibawa, G., Wiguno, A., Tetriyanda, R. & Kuswandi, 2018. TEKANAN UAP (VAPOR PRESSURE) UNTUK CAMPURAN 2-BUTANOL + DIETHYL CARBONATE DAN TERT-BUTANOL + DIETHYL CARBONATE. *JURNAL INTEGRASI PROSES*, Volume 7.

Winkle, M. V., 1967. *Distillation*. New York: McGraw Hill Book Company.

APPENDIKS A

PERHITUNGAN NERACA MASSA

Basis perhitungan	1 jam operasi	
Kapasitas	220.000 ton/tahun Dietil Karbonat	
Jumlah hari operasi	330 hari/tahun	
Jumlah jam operasi	24 jam/hari	
Bahan baku	a. Carbon dioxide (CO ₂)	BM = 44,01
	b. Ethanol (C ₂ H ₅ OH)	BM = 46,069
	c. Ethylene oxide (C ₂ H ₄ O)	BM = 44,053
Produk samping	a. Ethylene Carbonate (C ₃ H ₄ O ₃)	BM = 88,06
	b. Ethylene Glycol (C ₂ H ₆ O ₂)	BM = 62,07
	c. 2-Ethoxy Ethanol (C ₄ H ₁₀ O ₂)	BM = 90,12
Produk utama	Diethyl Carbonate (C ₅ H ₁₀ O ₃)	BM = 118,134

Pemilihan dan Pendefinisian Fluid Package :

1. Dalam pengerjaan tugas pra desain pabrik DEC dari sintesa Etanol, CO₂, dan Etilen Oksida ini menggunakan software ASPEN HYSYS versi 8.8
2. HYSYS fluid package berfungsi sebagai dasar perhitungan untuk termodinamika (berupa data molar entalpi, molar entropi, standart ideal liquid flow dan lain-lain) dan juga sebagai dasar perhitungan suhu dan tekanan pada sistem.
3. Pada DEC Plant ini adalah sistem gas HC bertekanan tinggi sehingga dipilih Antoine package serta Peng-Robinson Package sebagai dasar perhitungannya. Perhitungan dilakukan dengan alur mundur dari produk hingga menjadi diperloeh bahan baku. Mula-mula dilakukan proses pemurnian CO₂ terlebih dahulu yang diperoleh dari *Flue Gas* PT Badak NGL. Selanjutnya, gas CO₂ murni yang nantinya digunakan sebagai bahan baku, barulah dilanjutkan pada tahap produksi Diethyl Carbonate (DEC). Pada tabel A.1 merupakan komposisi gas yang akan dimurnikan.

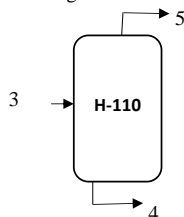
Tabel A.1 Komposisi Flue Gas PT. Badak NGL

No.	Komponen	BM	Mole Fraction	Molar Flow	Mass Flow
				(kmol/jam)	(kg/jam)
1	CO ₂	44,010	0,93880	1.979,486	87.117,170
2	Methane	16,040	0,00285	6,009	96,389
3	Ethane	30,070	0,00027	0,569	17,119
4	Propane	44,100	0,00016	0,337	14,878
5	n-Butane	58,120	0,00004	0,084	4,902
6	i-Butane	58,120	0,00002	0,032	1,838
7	Pentane	72,150	0,00002	0,032	2,282
8	C6+	86,180	0,00003	0,063	5,451
9	H ₂ O	18,020	0,05782	121,915	2.196,910
Total			2.108,528	2.108,528	89.456,939

A.1 Neraca Massa CO_2 Capture

1. Flash Separator (H-110)

Berfungsi untuk menghilangkan molekul air yang terkandung di dalam flue gas PT. Badak NGL



Keterangan :

3 = Aliran *feed* masuk dari *Flue Gas* PT Badak NGL

4 = Aliran yang kaya akan CO_2

5 = Aliran yang sedikit mengandung CO_2

Komponen	BM	Arus 3 Masuk (mol)	Arus 3 Masuk (kg)
CO_2	44,010	1.979,486	87.117,170
Methane	16,040	6,009	96,389
Ethane	30,070	0,569	17,119
Propane	44,100	0,337	14,878
n-Butane	58,120	0,084	4,902
i-Butane	58,120	0,032	1,838
Pentane	72,150	0,032	2,282
C_6+	86,180	0,063	5,451
H_2O	18,020	121,915	2.196,910
Total		2.108,528	89.456,939

Kondisi Operasi :

Suhu = 45 C = 318,2 K
Tekanan = 30,1 bar = 3010 kPa

Perhitungan :

Berdasarkan Smith et al., 2001, Hal. 456, perhitungan menggunakan *Flash Calculation*

1. Menghitung mole fraksi tiap komponen (z_i) yang masuk Flash Drum I

Komponen	BM	kmol	fraksi mol	Massa (kg)
CO_2	44,01	1.979,486	0,939	87.117,170
Methane	16,04	6,009	0,003	96,389
Ethane	30,07	0,569	3,E-04	17,119
Propane	44,1	0,337	2,E-04	14,878
n-Butane	58,12	0,084	4,E-05	4,902
i-Butane	58,12	0,032	2,E-05	1,838
Pentane	72,15	0,032	2,E-05	2,282
C_6+	86,18	0,063	3,E-05	5,451
H_2O	18,02	121,915	6,E-02	2.196,910
Total		2.108,528	1,000	89.456,939

2. Dengan persamaan Antoine didapatkan tekanan uap komponen murni

Komponen	A	B	C	D	E	F
CO ₂	133,60	-4.735	0,00	-21,27	0,04091	1
Methane	31,35	-1.308	0,00	-3,261	0,00002942	2
Ethane	44,01	-2.569	0,00	-4,976	0,0000146	2
Propane	52,38	-3.491	0,00	-6,109	0,00001119	2
n-Butane	66,94	-4.604	0,00	-8,255	0,00001157	2
i-Butane	58,78	-4.137	0,00	-7,017	0,00001037	2
Pentane	63,33	-5.118	0,00	-7,483	0,000007766	2
C6+	70,43	-6.056	0,00	-8,379	0,000006617	2
H ₂ O	65,93	-7.228	0,00	-7,177	0,000004031	2

Sumber parameter A,B,C,D,E,F : Aspen Hysys

$$\ln P = a + \frac{b}{(T + c)} + d \ln T + eT^f$$

Pi sat dalam kPa
T dalam K

diperoleh :

Komponen	Pi sat
CO ₂	9.544,650
Methane	91.584,721
Ethane	6.264,979
Propane	1.535,453
n-Butane	432,819
i-Butane	596,287
Pentane	135,417
C6+	43,840
H ₂ O	9,598

3. Menghitung P BUBL dengan $\{z_i\} = \{x_i\}$ menggunakan persamaan berikut :

$$P_{BUBL} = \sum_i x_i P_i^{sat}$$

diperoleh :

Komponen	xi. Pi sat
CO ₂	8.960,517
Methane	261,016
Ethane	1,692
Propane	0,246
n-Butane	0,017
i-Butane	0,009
Pentane	0,002
C6+	0,001
H ₂ O	0,555
Total	9.224,056

Sehinga P BUBL 9.224 kPa

4. Menghitung P DEW dengan $\{z_i\} = \{y_i\}$ menggunakan persamaan berikut :

$$P_{dew} = \frac{1}{\sum_i y_i / p_{sat}}$$

diperoleh :

Komponen	yi/Pi sat
CO ₂	9,83588E-05
Methane	3,11187E-08
Ethane	4,30967E-08
Propane	1,04204E-07
n-Butane	9,24173E-08
i-Butane	2,51557E-08
Pentane	1,10769E-07
C6+	6,84309E-07
H ₂ O	0,006024231
Total	0,006123681

sehingga P DEW = 163,3 kPa

5. Menghitung Ki masing-masing komponen dengan persamaan

$$K_i = \frac{y_i}{x_i} = \frac{\gamma_i P_i^{sat}}{\phi_i^v P} \dots\dots(4.27 \text{ Robbin Smith, p.60})$$

Keterangan : γ = activity coefficient

ϕ = fugasitas

dengan nilai γ sebagai berikut (NRTL Equation)

$$\ln \gamma_i = \frac{\sum_j^{NC} \tau_{ji} G_{ji} x_j}{\sum_k^{NC} G_{ki} x_k} + \sum_j^{NC} \frac{x_j G_{ij}}{\sum_k^{NC} G_{kj} x_k} \times \left(\tau_{ij} - \frac{\sum_k^{NC} x_k \tau_{kj} G_{kj}}{\sum_k^{NC} G_{kj} x_k} \right) \dots\dots(4.40 \text{ Robbin Smith, p.62})$$

dari HYSYS, diperoleh nilai K value komponen-komponen berikut :

Komponen	Ki
CO ₂	3,171
Methane	30,427
Ethane	2,081
Propane	0,510
n-Butane	0,144
i-Butane	0,198
Pentane	0,045
C6+	0,015
H ₂ O	0,003

6. Substitusi nilai yang diketahui ke dalam persamaan 4.55 Robin Smith

$$\sum_i^{NC} \frac{z_i(K_i - 1)}{\frac{V}{F}(K_i - 1) + 1} = 0$$

Trial nilai V/F dengan menggunakan *Goal Seek*

Komponen	zi	Ki	zi(Ki-1)/((V/F)(Ki-1)
CO ₂	0,94	3,171	0,6807
Methane	0,00	30,43	0,0030
Ethane	0,00	2,081	0,0001
Propane	0,00	0,51	-0,0001
n-Butane	0,00	0,144	-0,0002
i-Butane	0,00	0,198	0,0000
Pentane	0,00	0,045	-0,0001
C6+	0,00	0,015	-0,0003
H ₂ O	0,06	0,003	-0,6833
Total	1,00		-0,0003

Sehingga didapatkan :

$$\begin{aligned} V/F &= 0,918581694 \\ V &= 1.936,9 \\ L &= 171,67 \end{aligned}$$

$$y_i = \frac{z_i}{\frac{V}{F} + \left(1 - \frac{V}{F}\right) \frac{1}{K_i}} \quad x_i = \frac{z_i}{(K_i - 1) \frac{V}{F} + 1}$$

....(4.51 Robbin Smith)

....(4.52 Robbin Smith)

Komponen	zi	yi	xi	V (kmol)	L (kmol)
CO ₂	0,94	0,994	0,314	1.926	53,83
Methane	0,00	0,003	1E-04	5,99	0,02
Ethane	0,00	3E-04	1E-04	0,55	0,02
Propane	0,00	1E-04	3E-04	0,29	0,05
n-Butane	0,00	3E-05	2E-04	0,05	0,03
i-Butane	0,00	1E-05	6E-05	0,02	0,01
Pentane	0,00	5E-06	1E-04	0,01	0,02
C6+	0,00	5E-06	3E-04	0,01	0,05
H ₂ O	0,06	0,002	0,685	4,23	117,68
Total	1	1,0000	1,000	1.937	171,72

Komponen	V (kg)	L (kg)
CO ₂	84.748,30	2.368,87
Methane	96,11	0,28
Ethane	16,42	0,70

Propane	12,68	2,20
n-Butane	3,03	1,87
i-Butane	1,27	0,57
Pentane	0,77	1,51
C6+	0,77	4,68
H ₂ O	76,29	2.120,62
ethylene Carbona	0,00	0,00
Cellosolve	0,00	0,00
Ethylene Glycol	0,00	0,00
Diethyl Carbonat	0,00	0,00
Ethanol	0,00	0,00
Ethylene Oxide	0,00	0,00
Total	84.955,63	4.501,31
Total	89.456,94	

2. Reaktor (R-210)

Berfungsi untuk mereaksikan etanol, CO₂, dan ethylene oxide

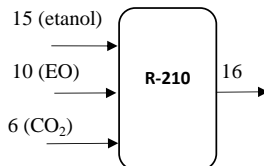
Keterangan:

6 = Aliran CO₂

10 = Aliran Ethylene Oxide

15 = Aliran Ethanol

16 = Aliran produk reaktor (liquid)



Komponen	BM	Arus Masuk (kmol)			Fraksi Mol Masuk		
		6	10	15	6	10	15
CO ₂	44,01	1.925,7	0,000	0,00	0,994	0,000	0,000
Methane	16,04	5,9918	0,000	0,03	0,003	0,000	0,000
Ethane	30,07	0,546	0,000	0,07	0,000	0,000	0,000
Propane	44,1	0,2874	0,000	0,13	0,000	0,000	0,000
n-Butane	58,12	0,0522	0,000	0,05	0,000	0,000	0,000
i-Butane	58,12	0,0219	0,000	0,02	0,000	0,000	0,000
Pentane	72,15	0,0106	0,000	0,01	0,000	0,000	0,000
C6+	86,18	0,0089	0,000	0,01	0,000	0,000	0,000
ethylene Carbonat	88,06	0,000	0,000	0,00	0,000	0,000	0,000
Cellosolve	90,12	0,000	0,000	0,00	0,000	0,000	0,000
Ethylene Glycol	62,07	0,000	0,000	0,00	0,000	0,000	0,000
Diethyl Carbonate	118,13	0,000	0,000	0,24	0,000	0,000	0,000
H ₂ O	18,015	4,2336	0,000	290,23	0,002	0,000	0,024
Ethanol	46,07	0,000	0,000	11.513	0,000	0,000	0,960
Ethylene Oxide	44,05	0,000	2.115,4	187,20	0,000	1,000	0,016
Total		1.937	2.115	11.991	1,000	1,000	1,000

Komponen	BM	Arus Masuk (kg)		
		6	10	15

CO ₂	44,010	84.748	0,00	0,00
Methane	16,04	96,11	0,00	0,48
Ethane	30,07	16,42	0,00	2,10
Propane	44,1	12,68	0,00	5,73
n-Butane	58,12	3,03	0,00	2,91
i-Butane	58,12	1,27	0,00	1,16
Pentane	72,15	0,77	0,00	0,71
C6+	86,18	0,77	0,00	0,74
Ethylene Carbonat	88,060	0,00	0,00	0,00
Cellosolve	90,122	0,00	0,00	0,08
Ethylene Glycol	62,069	0,00	0,00	0,00
Diethyl Carbonate	118,13	0,00	0,00	28,72
H ₂ O	18,015	76,27	0,00	5.228
Ethanol	46,070	0,00	0,00	530.402
Ethylene Oxide	44,054	0,00	93.191	8.247
Total		84.956	93.191	543.920
TOTAL		722.058,95		

Reaksi (1) memiliki konversi EO sebesar 83,63%

Reaksi (2) memiliki konversi etanol sebesar 12,72%

Reaksi (3) memiliki konversi EO sebesar 5%

mol ratio EO : Etanol = 1 : 5

(Wang, 2014)

(1) Reaksi pembentukan Etilen karbonat dari Etilen oksida dan CO₂

C₂H₄O (EO)	+	CO₂	-->	C₃H₄O₃ (EC)
2.302,59		1.925,66		0,00
1.925,66		1.925,66		1.925,66
376,93		0,00		1.925,66

(2) Reaksi pembentukan dietil karbonat dan etilen glikol dari etilen karbonat dan etanol

C₃H₄O₃ (EC)	+	2C₂H₆O (Ethanol)	->	C₅H₁₀O₃ (DEC)	+	C₂H₆O₂ (EG)
1.925,66		11.512,96		0,00		0,00
244,94		489,89		244,94		244,94
1.680,71		11.023,07		244,94		244,94

(3) Reaksi pembentukan cellosolve dari etilen oksida dan etanol

C₂H₄O (EO)	+	C₂H₆O (Ethanol)	-->	C₄H₁₀O₂ (Cellosolve)
376,93		11.023,07		0,00
18,85		18,85		18,85
358,09		11.004,22		18,85

Komponen	BM	Arus Keluar (kmol)	Fraksi Mol Keluar
		16	16
CO ₂	44,010	0,00	0,000
Methane	16,04	6,02	0,000
Ethane	30,07	0,62	0,000

Propane	44,1	0,42	0,000
n-Butane	58,12	0,10	0,000
i-Butane	58,12	0,04	0,000
Pentane	72,15	0,02	0,000
C6+	86,18	0,02	0,000
Ethylene Carbonat	88,060	1.680,71	0,121
Cellosolve	90,122	18,85	0,001
Ethylene Glycol	62,069	244,94	0,018
Diethyl Carbonate	118,13	245,19	0,018
H ₂ O	18,015	294,46	0,021
Ethanol	46,070	11.004,22	0,794
Ethylene Oxide	44,054	358,09	0,026
Total		13.853,70	1,000

Komponen	BM	Arus Keluar (kg)
		16
CO ₂	44,010	0,00
Methane	16,04	96,59
Ethane	30,07	18,52
Propane	44,1	18,41
n-Butane	58,12	5,94
i-Butane	58,12	2,43
Pentane	72,15	1,48
C6+	86,18	1,51
Ethylene Carbonat	88,060	148.003,64
Cellosolve	90,122	1.698,58
Ethylene Glycol	62,069	15.203,40
Diethyl Carbonate	118,13	28.963,91
H ₂ O	18,015	5.304,76
Ethanol	46,070	506.964,57
Ethylene Oxide	44,054	15.775,19
TOTAL		722.058,95

5. Perhitungan Neraca Massa *flash column* (H-310)

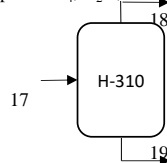
Berfungsi untuk memisahkan aliran produk dengan *impurities* seperti CH₄, H₂O, dan beberapa senyawa lain.

Keterangan:

17 = Aliran keluaran reaktor yang sudah dipanaskan

18 = Aliran *purge* yang akan dibuang

19 = Aliran banyak mengandung produk yang akan didistilasi



Komponen	BM	kmol	fraksi mol
CO ₂	44,010	0,00	0,00
Methane	16,04	6,02	0,00
Ethane	30,07	0,62	0,00
Propane	44,1	0,42	0,00

n-Butane	58,12	0,10	0,00
i-Butane	58,12	0,04	0,00
Pentane	72,15	0,02	0,00
C6+	86,18	0,02	0,00
Ethylene Carbonat	88,060	1.680,7	0,12
Cellosolve	90,122	18,8	0,00
Ethylene Glycol	62,069	244,9	0,02
Diethyl Carbonate	118,13	245,2	0,02
H ₂ O	18,015	294,5	0,02
Ethanol	46,070	11.004	0,79
Ethylene Oxide	44,054	358,1	0,03
Total		13.854	1,00

Kondisi Operasi :

Suhu = 128,3 C = 401,45 K
Tekanan = 4,7 bar = 470 kPa

Perhitungan :

Berdasarkan Smith et al., 2001, Hal. 456, perhitungan menggunakan *Flash Calculation*

1. Menghitung mole fraksi tiap komponen (zi) yang masuk Flash Drum I

Komponen	BM	kmol	fraksi mol(zi)	Massa (kg)
CO ₂	44,010	0,00	0,00	0,00
Methane	16,04	6,02	0,00	96,59
Ethane	30,07	0,62	0,00	18,52
Propane	44,1	0,42	0,00	18,41
n-Butane	58,12	0,10	0,00	5,94
i-Butane	58,12	0,04	0,00	2,43
Pentane	72,15	0,02	0,00	1,48
C6+	86,18	0,02	0,00	1,51
Ethylene Carbonat	88,060	1.681	0,12	148.004
Cellosolve	90,122	18,8	0,00	1.698,58
Ethylene Glycol	62,069	244,9	0,02	15.203,40
Diethyl Carbonate	118,13	245,2	0,02	28.963,91
H ₂ O	18,015	294,5	0,02	5.304,76
Ethanol	46,070	11.004	0,79	506.964,6
Ethylene Oxide	44,054	358,1	0,03	15.775,19
Total		13.854	1,00	722.058,9

2. Dengan persamaan Antoine didapatkan tekanan uap komponen murni

Komponen	A	B	C	D	E	F
CO ₂	133,6	-4.735	0,00	-21,27	4,E-02	1
Methane	31,35	-1.308	0,00	-3,261	3E-05	2
Ethane	44,01	-2.569	0,00	-4,976	1,E-05	2
Propane	52,38	-3.491	0,00	-6,109	1E-05	2

n-Butane	66,94	-4.604	0,00	-8,255	1E-05	2
i-Butane	58,78	-4.137	0,00	-7,017	1E-05	2
Pentane	63,33	-5.118	0,00	-7,483	8E-06	2
C6+	70,43	-6.056	0,00	-8,379	7E-06	2
Etilen Karbonat	281,9	-29.120	0,00	-35,42	2E-17	6
Cellosolve	180,5	-12.170	0,00	-24,93	2,E-05	2
Etilen Glikol	57,94	-8.861	0,00	-5,717	3E-06	2
Dietil Karbonat	172,1	-11.500	0,00	-23,68	2E-05	2
H ₂ O	65,928	-7.228	0,00	-7,177	4E-06	2
Etanol	86,486	-7.931	0,00	-10,25	6E-06	2
Etilen Oksida	64,411	-4.937	0,00	-7,63	9E-06	2

Sumber parameter A,B,C,D,E,F : Aspen Hysys

$$\ln P = a + \frac{b}{(T + c)} + d \ln T + eT^f \quad \begin{array}{l} \text{Pi sat dalam kPa} \\ \text{T dalam K} \end{array}$$

diperoleh :

Komponen	Pi sat
CO ₂	44.943,44
Methane	587.266,71
Ethane	25.300,46
Propane	7.068,93
n-Butane	2.557,56
i-Butane	3.224,75
Pentane	1.065,92
C6+	482,17
Ethylene Carbonat	0,05
Cellosolve	84,15
Ethylene Glycol	8,12
Diethyl Carbonate	103,15
H ₂ O	256,66
Ethanol	550,67
Ethylene Oxide	2.412,09

3. Menghitung P BUBL dengan $\{z_i\} = \{x_i\}$ menggunakan persamaan berikut :

$$P_{BUBL} = \sum_i x_i P_i^{sat}$$

diperoleh :

Komponen	xi. Pi sat
CO ₂	0,000
Methane	255,270
Ethane	1,125
Propane	0,213
n-Butane	0,019

i-Butane	0,010
Pentane	0,002
C6+	0,001
Ethylene Carbonate	0,007
Cellosolve	0,114
Ethylene Glycol	0,144
Diethyl Carbonate	1,826
H ₂ O	5,455
Ethanol	437,403
Ethylene Oxide	62,347
Total	763,935

Sehingga P BUBL 763,93 kPa

4. Menghitung P DEW dengan $\{z_i\} = \{y_i\}$ menggunakan persamaan berikut :

$$P_{dew} = \frac{1}{\sum_i y_i / p_{sat}}$$

diperoleh :

Komponen	yi/Pi sat
CO ₂	0
Methane	7,40165E-10
Ethane	1,7576E-09
Propane	4,26243E-09
n-Butane	2,88381E-09
i-Butane	9,368E-10
Pentane	1,39135E-09
C6+	2,62858E-09
Ethylene Carbonate	2,208677853
Cellosolve	1,61674E-05
Ethylene Glycol	0,002177027
Diethyl Carbonate	0,000171582
H ₂ O	8,28152E-05
Ethanol	0,001442464
Ethylene Oxide	1,07159E-05
Total	2,212578639

sehingga P DEW 0,452 kPa

5. Menghitung Ki masing-masing komponen dengan persamaan

$$K_i = \frac{y_i}{x_i} = \frac{\gamma_i P_i^{sat}}{\phi_i^v P} \quad \text{.....(4.27 Robbin Smith, p.60)}$$

Keterangan : γ = activity coefficient

ϕ = fugasitas

dengan nilai γ sebagai berikut (NRTL Equation)

$$\ln \gamma_i = \frac{\sum_j^{NC} \tau_{ji} G_{ji} x_j}{\sum_k^{NC} G_{ki} x_k} + \sum_j^{NC} \frac{x_j G_{ij}}{\sum_k^{NC} G_{kj} x_k} \times \left(\tau_{ij} - \frac{\sum_k^{NC} x_k \tau_{kj} G_{kj}}{\sum_k^{NC} G_{kj} x_k} \right) \quad \dots(4.40 \text{ Robbin Smith, p.62})$$

dari HYSYS, diperoleh nilai *K value* komponen-komponen berikut

Komponen	Ki
CO ₂	95,624
Methane	1.249,504
Ethane	53,831
Propane	15,040
n-Butane	5,442
i-Butane	6,861
Pentane	2,268
C6+	1,026
Ethylene Carbonat	0,000
Cellosolve	0,179
Ethylene Glycol	0,017
Diethyl Carbonat	0,219
H ₂ O	0,546
Ethanol	1,172
Ethylene Oxide	5,132

6. Substitusi nilai yang diketahui ke dalam persamaan 4.55 Robin Smith

$$\sum_i^{NC} \frac{z_i (K_i - 1)}{V/F (K_i - 1) + 1} = 0$$

Trial nilai V/F dengan menggunakan *Goal Seek*

Komponen	zi	Ki	zi(Ki-1)/((V/F)(Ki-1)+1)
CO ₂	0,00	95,62	0
Methane	0,00	1.249,5	0,002863412
Ethane	0,00	53,83	0,000261685
Propane	0,00	15,04	0,000135587
n-Butane	0,00	5,44	1,96082E-05
i-Butane	0,00	6,86	9,39299E-06
Pentane	0,00	2,27	1,57824E-06
C6+	0,00	1,03	3,26861E-08
Ethylene Carbonat	0,12	0,00	-0,142876682
Cellosolve	0,00	0,18	-0,001274942
Ethylene Glycol	0,02	0,02	-0,020402844
Diethyl Carbonat	0,02	0,22	-0,015659877
H ₂ O	0,02	0,55	-0,010358106
Ethanol	0,79	1,17	0,13288494
Ethylene Oxide	0,03	5,13	0,065768833
Total	1,00		0,011372617

Sehingga didapatkan :

$$\begin{aligned} V/F &= 0,151 \\ V &= 2.092 \\ L &= 11.762 \end{aligned}$$

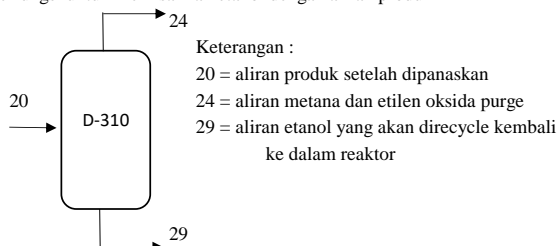
$$y_i = \frac{z_i}{\frac{V}{F} + \left(1 - \frac{V}{F}\right) \frac{1}{K_i}} \quad x_i = \frac{z_i}{(K_i - 1) \frac{V}{F} + 1}$$

Komponen	zi	yi	xi	V (kmol)	L (kmol)
CO ₂	0,00	0	0	0,00	0,00
Methane	0,00	0,0029	2E-06	5,99	0,03
Ethane	0,00	0,0003	5E-06	0,56	0,06
Propane	0,00	0,0001	1E-05	0,30	0,11
n-Butane	0,00	2E-05	4E-06	0,05	0,05
i-Butane	0,00	1E-05	2E-06	0,02	0,02
Pentane	0,00	3E-06	1E-06	0,01	0,01
C6+	0,00	1E-06	1E-06	0,00	0,01
Ethylene Carbonat	0,12	2E-05	0,1429	0,03	1.680,7
Cellosolve	0,00	0,0003	0,0016	0,58	18,27
Ethylene Glycol	0,02	0,0004	0,0208	0,75	244,19
Diethyl Carbonate	0,02	0,0044	0,0201	9,21	235,98
H ₂ O	0,02	0,0125	0,0228	26,07	268,40
Ethanol	0,79	0,9071	0,7743	1.898	9.106,6
Ethylene Oxide	0,03	0,0817	0,0159	170,88	187,21
Total	1,00	1,01	1,00	2.091,9	11.762

Komponen	V (kg)	L (kg)
CO ₂	0,00	0,00
Methane	96,16	0,43
Ethane	16,77	1,75
Propane	13,40	5,01
n-Butane	2,92	3,02
i-Butane	1,34	1,10
Pentane	0,43	1,06
C6+	0,23	1,28
Ethylene Carbonat	3,08	148.000,57
Cellosolve	52,42	1.646,16
Ethylene Glycol	46,58	15.156,82
Diethyl Carbonate	1.088,09	27.875,82
H ₂ O	469,62	4.835,15
Ethanol	87.425,63	419.538,94
Ethylene Oxide	7.527,98	8.247,21
Total	96.744,64	625.314,31
Total	722.058,95	

4. Distilasi D-310

Berfungsi untuk memisahkan etanol dengan aliran produk



Komponen	BM	Arus (20)			
		Fraksi Mol	Mol (kmol)	Fraksi Massa	Massa (kg)
CO ₂	44,01	0,00	0,00	0,00	0,00
Methane	16,04	0,00	0,03	0,00	0,43
Ethane	30,07	0,00	0,06	0,00	1,75
Propane	44,1	0,00	0,11	0,00	5,01
n-Butane	58,12	0,00	0,05	0,00	3,02
i-Butane	58,12	0,00	0,02	0,00	1,10
Pentane	72,15	0,00	0,01	0,00	1,06
C6+	86,18	0,00	0,01	0,00	1,28
Ethylene Carbonat	88,06	0,14	1.680,68	0,24	148.000,57
Cellosolve	90,122	0,00	18,27	0,00	1.646,16
Ethylene Glycol	62,069	0,02	244,19	0,02	15.156,82
Diethyl Carbonate	118,13	0,02	235,98	0,04	27.875,82
H ₂ O	18,015	0,02	268,40	0,01	4.835,15
Ethanol	46,07	0,78	9.106,55	0,67	419.538,94
Ethylene Oxide	44,054	0,02	187,21	0,01	8.247,21
Total		1,00	11.741,57	1,00	625.314,31

Kondisi operasi feed

T = 128,3 C = 401,45 K
P = 4,8 bar = 480 kPa

Komponen	A	B	C	D	E	F
CO ₂	133,6	-4.735	0,00	-21,27	4,E-02	1
Methane	31,35	-1.308	0,00	-3,261	3,E-05	2
Ethane	44,01	-2.569	0,00	-4,976	1,E-05	2
Propane	52,38	-3.491	0,00	-6,109	1,E-05	2
n-Butane	66,94	-4.604	0,00	-8,255	1,E-05	2
i-Butane	58,78	-4.137	0,00	-7,017	1,E-05	2
Pentane	63,33	-5.118	0,00	-7,483	8,E-06	2
C6+	70,43	-6.056	0,00	-8,379	7,E-06	2

Etilen Karbonat	281,9	-29.120	0,00	-35,42	2,E-17	6
Cellosolve	180,5	-12.170	0,00	-24,93	2,E-05	2
Etilen Glikol	57,94	-8.861	0,00	-5,717	3,E-06	2
Dietil Karbonat	172,1	-11.500	0,00	-23,68	2,E-05	2
H ₂ O	65,928	-7.228	0,00	-7,177	4,E-06	2
Etanol	86,486	-7.931	0,00	-10,25	6,E-06	2
Etilen Oksida	64,411	-4.937	0,00	-7,63	9,E-06	2

Sumber parameter A,B,C,D,E,F : Aspen Hysys

$$\ln P = a + \frac{b}{(T + c)} + d \ln T + eT^f$$

Pi sat dalam kPa

T dalam K

$$K_i = y_i P_i \text{ sat} / P$$

Komponen	Pi sat	zi	Ki
CO ₂	44.943	0,00	93,63
Methane	6,E+05	0,00	1.223
Ethane	25.300	0,00	52,71
Propane	7.068,9	0,00	14,73
n-Butane	2.557,6	0,00	5,33
i-Butane	3.224,7	0,00	6,72
Pentane	1.065,9	0,00	2,22
C6+	482,2	0,00	1,00
Etilen Karbonat	0,1	0,14	0,00
Cellosolve	84,1	0,00	0,18
Etilen Glikol	8,1	0,02	0,02
Dietil Karbonat	103,1	0,02	0,21
H ₂ O	256,7	0,02	0,53
Etanol	550,7	0,78	1,15
Etilen Oksida	2.412,1	0,02	5,03

Perhitungan dari pemisahan pada kolom distilasi ini menggunakan key parameter sebagai berikut:

H₂O sebagai Light Key Component, DEC sebagai Heavy Key Component

$$r_{L,D} = 0,999$$

$$r_{H,B} = 0,999$$

$$\text{Maka nilai } \alpha_{L,H} = K_L / K_H = 2,4883$$

Menggunakan Fenske Equation untuk mencari Nmin

$$N_{min} = \frac{\log\left(\frac{r_{L,D}}{(1-r_{L,D})} \times \frac{r_{H,B}}{(1-r_{H,B})}\right)}{\log \alpha_{L,H}} \quad \dots\dots (\text{Pers. 9.39 Robbin Smith})$$

$$N_{min} = 15$$

Dengan menjadikan Heavy Key Component sebagai referensi, maka rasio distilat dan bottom product dari HK dapat diperkirakan dengan:

$$\frac{d_H}{b_H} = \frac{f_H(1 - r_{H,B})}{f_H r_{H,B}} = \frac{1 - r_{H,B}}{r_{H,B}} = \frac{1 - 0,999}{0,999} = 0,001$$

Sedangkan untuk jumlah distilat dan bottom product tiap komponen dapat diperkirakan dengan :

$$d_i = \frac{\alpha^{ijN_{min}} f_i \left(\frac{dh}{bh} \right)}{1 + \alpha^{ijN_{min}} \left(\frac{dh}{bh} \right)}$$

$$b_i = f_i - d_i$$

Neraca molar kolom distilasi D-310 dapat ditabelkan sebagai berikut:

Komponen	α_i, H	f_i (kmol/jam)	d_i	b_i	x_i, d	x_i, b
CO ₂	435,72	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Methane	5693,5	0,03	0,03	0,00	0,00	0,00
Ethane	245,28	0,06	0,06	0,00	0,00	0,00
Propane	68,53	0,11	0,11	0,00	0,00	0,00
n-Butane	24,80	0,05	0,05	0,00	0,00	0,00
i-Butane	31,26	0,02	0,02	0,00	0,00	0,00
Pentane	10,33	0,01	0,01	0,00	0,00	0,00
C6+	4,67	0,01	0,01	0,00	0,00	0,00
Etilen Karbonat	0,00	1.680,68	0,00	1.680,68	0,00	0,77
Cellosolve	0,82	18,27	0,00	18,27	0,00	0,01
Etilen Glikol	0,08	244,19	0,00	244,19	0,00	0,11
Dietil Karbonat	1,00	235,98	0,24	235,74	0,00	0,11
H ₂ O	2,49	268,40	268,13	0,27	0,03	0,00
Etanol	5,34	9.106,55	9.106,55	0,00	0,95	0,00
Etilen Oksida	23,38	187,21	187,21	0,00	0,02	0,00
Total		11.741,57	9.562,42	2.179,15	1,00	1,00

Neraca Massa Kolom Distilasi D-310

Komponen	Masuk (kg)	Keluar	
	Arus (20)	Arus (24)	Arus (29)
	Massa (kg)	Massa (kg)	Massa (kg)
CO ₂	0,00	0,00	0,00
Methane	0,43	0,43	0,00
Ethane	1,75	1,75	0,00
Propane	5,01	5,01	0,00
n-Butane	3,02	3,02	0,00
i-Butane	1,10	1,10	0,00
Pentane	1,06	1,06	0,00
C6+	1,28	1,28	0,00
Etilen Karbonat	148.000,57	0,00	148.000,57
Cellosolve	1.646,16	0,08	1.646,08
Etilen Glikol	15.156,82	0,00	15.156,82
Dietil Karbonat	27.875,82	27,88	27.847,95
H ₂ O	4.835,15	4.830,31	4,84
Etanol	419.538,94	419.538,93	0,00

Etilen Oksida	8.247,21	8.247,21	0,00
Total	625.314,31	432.658,05	192.656,26
TOTAL	625.314,31	625.314,31	

Perhitungan Refluks Minimum

$$T = 125,50 \text{ }^{\circ}\text{C} = 398,65 \text{ K}$$

$$P = 4,00 \text{ bar} = 400 \text{ kPa}$$

Komponen	xfi	xdi	Ki	ai	$\alpha_i \cdot x_{fi} / \alpha_i - \theta$	$\alpha_i \cdot x_{Di} / \alpha_i - \theta$
CO ₂	0,00	0,0000	107,04	449,29	0	0
Methane	0,00	0,0000	1374,4	5769,2	2,29783E-06	2,82147E-06
Ethane	0,00	0,0000	60,594	254,35	4,98175E-06	6,11702E-06
Propane	0,00	0,0000	16,922	71,03	9,8144E-06	1,2051E-05
n-Butane	0,00	0,0000	6,09	25,563	4,60587E-06	5,65549E-06
i-Butane	0,00	0,0000	7,6956	32,302	1,65764E-06	2,03539E-06
Pentane	0,00	0,0000	2,5233	10,592	1,37964E-06	1,69405E-06
C6+	0,00	0,0000	1,1328	4,755	1,60966E-06	1,97648E-06
Etilen Karbonat	0,14	0,0000	0,0001	0,0004	-6,21429E-05	-1,8889E-57
Cellosolve	0,00	0,0000	0,1923	0,8071	-0,005920884	-3,32858E-07
Etilen Glikol	0,02	0,0000	0,018	0,0754	-0,00166251	-3,83539E-23
Dietil Karbonat (HK)	0,02	0,000	0,2382	1	-1,049596299	-0,001288785
H ₂ O (LK)	0,02	0,028	0,5892	2,4732	0,038879778	0,047692207
Etanol	0,78	0,952	1,2691	5,3272	0,959060455	1,177617165
Etilen Oksida	0,02	0,020	5,7208	24,013	0,016650612	0,020445059
Total	1,00	1,000			-0,042624642	1,244497663

$$\text{Trial} : \theta = 1,019$$

$$1 - q = \sum \frac{\alpha_i x_{if}}{\alpha_i - \theta} \quad (11.7-19, \text{Geankoplis})$$

$$R_{\min} = 0,24$$

$$R = 1,5 \times R_{\min} \quad R_m + 1 = \sum \frac{\alpha_i x_{iD}}{\alpha_i - \theta} \quad (11.7-20, \text{Geankoplis})$$

$$= 0,367$$

$q = 1$ untuk *feed* pada *boiling point*

Menentukan Jumlah Tray Teoritis Menggunakan Eduljee Equation

$$\frac{N - N_{\min}}{N + 1} = 0,75 \left[1 - \left(\frac{R - R_{\min}}{R + 1} \right)^{5,666} \right]$$

(Peters *et al.*, 2003, Ch. 15, Eq. 15-4, hal. 772)

$$\frac{N - 15}{N + 1} = 0,75 \left[1 - \left(\frac{0,360 - 0,240}{0,360 + 1} \right)^{5,666} \right]$$

$$N_{\text{teoritis}} = 63 \text{ tray}$$

Menentukan *Feed Point Location* Menggunakan *Kirkbride Equation*

$$\log \frac{N_e}{N_s} = 0,206 \log \left[\left(\frac{x_{HF}}{x_{LF}} \right) \frac{B}{D} \left(\frac{x_{LB}}{x_{HD}} \right)^2 \right]$$

keterangan:

N_e = Jumlah *plates* di atas *feed plate*

N_s = Jumlah *plates* di bawah *feed plate*

(Geankoplis, 2003, Ch. 11, Eq. 11.7-21, hal. 750)

$$\log \frac{N_e}{N_s} = 0,144$$

$$\frac{N_e}{N_s} = 1,1547$$

$$N_e + N_s = N \text{ teoritis} = 63$$

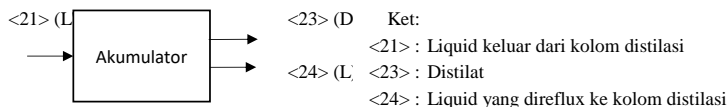
sehingga, untuk perhitungan secara teoritis :

$$N_e = 35,09275871 \text{ plates} = 35 \text{ plates}$$

$$N_s = 27,90724129 \text{ plates} = 28 \text{ plates}$$

Jadi, *feed* masuk pada *plate* ke- 35 dari atas kolom

Perhitungan Neraca Massa Akumulator Distilasi (D310)



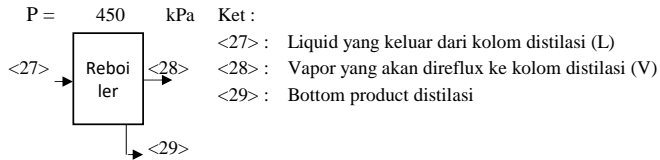
Reflux Ratio: 0,362

Sehingga L/D: 0,362

Komponen	Di	xiDi	Li	xiLi	L'i	xiL'i	Massa L'	Massa L	Massa D
CO ₂	0,000	0	0,00	0	0,00	0	0,00	0,00	0,00
Methane	0,027	3E-06	0,01	3E-06	0,04	3E-06	0,59	0,16	0,43
Ethane	0,058	6E-06	0,02	6E-06	0,08	6E-06	2,39	0,63	1,75
Propane	0,114	1E-05	0,04	1E-05	0,15	1E-05	6,82	1,81	5,01
n-Butane	0,052	5E-06	0,02	5E-06	0,07	5E-06	4,11	1,09	3,02
i-Butane	0,019	2E-06	0,01	2E-06	0,03	2E-06	1,49	0,40	1,10
Pentane	0,015	2E-06	0,01	2E-06	0,02	2E-06	1,44	0,38	1,06
C6+	0,015	2E-06	0,01	2E-06	0,02	2E-06	1,74	0,46	1,28
Etilen Karbonat	0,000	4E-54	0,00	4E-54	0,00	4E-54	0,00	0,00	0,00
Cellosolve	0,001	9E-08	0,00	9E-08	0,00	9E-08	0,10	0,03	0,08
Etilen Glikol	0,000	5E-22	0,00	5E-22	0,00	5E-22	0,00	0,00	0,00
Dietil Karbonat	0,236	2E-05	0,09	2E-05	0,32	2E-05	37,97	10,09	27,88
H ₂ O	268,1	0,028	97,06	0,028	365,19	0,028	6,579	1,749	4,830
Etanol	9.106,6	0,9523	3.296,6	0,9523	12.403	0,9523	571412	151873	4,E+05
Etilen Oksida	187,2	0,0196	67,77	0,0196	254,98	0,0196	11,233	2,985	8,247
Total	9.562,4	1,0000	3.461,6	1,0000	13.024	1,0000	589280	156622	4,E+05

Neraca Massa Reboiler Distilasi (D310)

$$T = 455,15 \quad K$$



Split kunci = 0,999

Menghitung Split Fraction : $\xi_k = \alpha_{k/n} \xi_n / (1 + (\alpha_{k/n} - 1) \xi_n)$

Menghitung split fraction

Komponen	Pi sat	ki	ai	Split Fraction
CO ₂	112.565,0	250,1	0,0508	0,9807
Methane	2.216.742,5	4.926,1	1	0,9990
Ethane	56.517,8	125,6	0,0255	0,9622
Propane	15.324,8	34,1	0,0069	0,8735
n-Butane	5.977,4	13,3	0,0027	0,7293
i-Butane	7.262,8	16,1	0,0033	0,7660
Pentane	2.679,9	6,0	0,0012	0,5470
C6+	1.353,6	3,0	0,0006	0,3789
Etilen Karbonat	3,7	0,0	2E-06	0,0017
Cellosolve	378,8	0,8	0,0002	0,1458
Etilen Glikol	61,8	0,1	3E-05	0,0271
Dietil Karbonat	380,3	0,8	0,0002	0,1463
H ₂ O	1.049,7	2,3	0,0005	0,3211
Etanol	2.098,8	4,7	0,0009	0,4861
Etilen Oksida	5.918,7	13,2	0,0027	0,7273

Menghitung flow rate masing-masing aliran berdasarkan split fraction

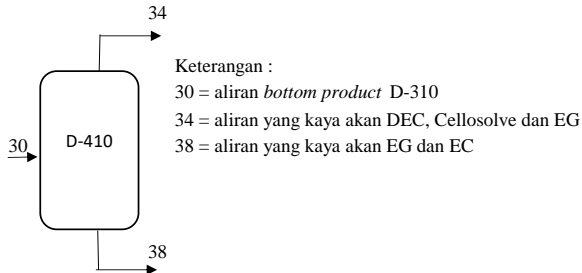
Zi = 1/(1-split fraction) * Bi

Komponen	Bi	xiBi	Zi	xiZi	Vi	xiVi	Zi (kg)	Vi (kg)	Bi (kg)
CO ₂	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Methane	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Ethane	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Propane	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
n-Butane	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
i-Butane	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Pentane	0,00	3E-18	1E-14	6E-18	0,00	1E-16	1E-12	5E-13	4,50827E-13
C6+	0,00	5E-13	2E-09	8E-13	0,00	1E-11	1E-07	6E-08	9,0764E-08
Etilen Karbonat	1.680,7	0,7713	1.683,5	0,7541	2,78	0,0523	148246	244,95	148.000,57
Cellosolve	18,27	0,0084	21,383	0,0096	3,12	0,0586	1.927	280,99	1.646,08
Etilen Glikol	244,19	0,1121	250,99	0,1124	6,80	0,1278	15.579	422,14	15.156,82
Dietil Karbonat	235,74	0,1082	276,14	0,1237	40,40	0,759	32.621	4.772,7	27.847,95
H ₂ O	0,27	0,0001	0,3954	0,0002	0,13	0,0024	7,1224	2,29	4,835146103
Etanol	0,00	4E-08	0,0002	8E-08	0,00	2E-06	0,0077	0,00	0,003975504

Etilen Oksida	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Total	2.179,1	1,00	2.232,4	1,00	53,23	1,00	198379	5.723,1	192.656,26

5. Distilasi D-410

Berfungsi untuk memisahkan dec, cellosolve dengan EC, EG



Komponen	BM	Arus (30)			
		Fraksi Mol	Mol (kmol)	Fraksi Massa	Massa (kg)
CO ₂	44,01	0,000	0,000	0,00	0,00
Methane	16,04	0,000	0,000	0,00	0,00
Ethane	30,07	0,000	0,000	0,00	0,00
Propane	44,1	0,000	0,000	0,00	0,00
n-Butane	58,12	0,000	0,000	0,00	0,00
i-Butane	58,12	0,000	0,000	0,00	0,00
Pentane	72,15	0,000	0,000	0,00	0,00
C6+	86,18	0,000	0,000	0,00	0,00
Ethylene Carbonat	88,06	0,771	1.680,679	0,77	148.000,57
Cellosolve	90,122	0,008	18,265	0,01	1.646,08
Ethylene Glycol	62,069	0,112	244,193	0,08	15.156,82
Diethyl Carbonate	118,13	0,108	235,740	0,14	27.847,95
H ₂ O	18,015	0,000	0,268	0,00	4,84
Ethanol	46,07	0,000	0,000	0,00	0,00
Ethylene Oxide	44,054	0,000	0,000	0,00	0,00
Total		1,000	2.179,145	1,00	192.656,26

Kondisi operasi feed

T = 206,7 C = 479,85 K
P = 4,6 bar = 460 kPa

Komponen	A	B	C	D	E	F
CO ₂	133,6	-4.735	0,00	-21,27	4,E-03	1
Methane	31,35	-1.308	0,00	-3,261	3,E-05	2

Ethane	44,01	-2.569	0,00	-4,976	1,E-05	2
Propane	52,38	-3.491	0,00	-6,109	1,E-05	2
n-Butane	66,94	-4.604	0,00	-8,255	1,E-05	2
i-Butane	58,78	-4.137	0,00	-7,017	1,E-05	2
Pentane	63,33	-5.118	0,00	-7,483	8,E-06	2
C6+	70,43	-6.056	0,00	-8,379	7,E-06	2
Etilen Karbonat	281,9	-29.120	0,00	-35,42	2,E-17	6
Cellosolve	180,5	-12.170	0,00	-24,93	2,E-05	2
Etilen Glikol	57,94	-8.861	0,00	-5,717	3,E-06	2
Dietil Karbonat	172,1	-11.500	0,00	-23,68	2,E-05	2
H ₂ O	65,928	-7.228	0,00	-7,177	4,E-06	2
Etanol	86,486	-7.931	0,00	-10,25	6,E-06	2
Etilen Oksida	64,411	-4.937	0,00	-7,63	9,E-06	2

Sumber parameter A,B,C,D,E,F : Aspen Hysys

$$\ln P = a + \frac{b}{(T + c)} + d \ln T + eT^f \quad \begin{array}{l} \text{Pi sat dalam kPa} \\ \text{T dalam K} \end{array}$$

$$K_i = P_i \text{ sat} / P$$

Komponen	Pi sat	zi	Ki
CO ₂	0,0036	0,000	8E-06
Methane	4E+06	0,000	9.277,6
Ethane	81470	0,000	177,11
Propane	21325	0,000	46,358
n-Butane	8496,2	0,000	18,47
i-Butane	10168	0,000	22,105
Pentane	3851,6	0,000	8,3729
C6+	2009,1	0,000	4,3677
Etilen Karbonat	16,226	0,771	0,0353
Cellosolve	683,21	0,008	1,4852
Etilen Glikol	133,71	0,112	0,2907
Dietil Karbonat	626,98	0,108	1,363
H ₂ O	1785,5	0,000	3,8815
Etanol	3470,1	0,000	7,5438
Etilen Oksida	8468,6	0,000	18,41

Perhitungan dari pemisahan pada kolom distilasi ini menggunakan key parameter sebagai berikut:
 Cellosolve sebagai Light Key Component, Etilen Glikol sebagai Heavy Key Component

$$r_{L,D} = 0,999$$

$$r_{H,B} = 0,999$$

$$\text{Maka nilai } \alpha_{L,H} = K_L / K_H = 1,339 \text{ } 5,1095$$

Menggunakan Fenske Equation untuk mencari Nmin

$$N_{min} = \frac{\log\left(\frac{r_{L,D}}{(1-r_{L,D})} \times \frac{r_{H,B}}{(1-r_{H,B})}\right)}{\log \alpha_{L,H}}$$

$$N_{min} = 8,4688$$

in menjadikan Heavy Key Component sebagai refe
listilat dan bottom product dari HK dapat diperkira

$$\frac{d_H}{b_H} = \frac{f_H(1 - r_{H,B})}{f_H r_{H,B}} = \frac{1 - r_{H,B}}{r_{H,B}} = \frac{1 - 0,999}{0,999} = 0,001$$

Sedangkan untuk jumlah distilat dan bottom product tiap komponen dapat diperkirakan dengan :

$$d_i = \frac{\alpha_i^{N_{min}} f_i \left(\frac{dh}{bh} \right)}{1 + \alpha_i^{N_{min}} \left(\frac{dh}{bh} \right)}$$

$$b_i = f_i - d_i$$

Neraca molar kolom distilasi D-410 dapat ditabelkan sebagai berikut:

Komponen	ai,H	fi (kmol/jam)	di	bi	xi,d	xi,b
CO ₂	0,00	0,00	0,00	0,00	0,000	0,000
Methane	31916,6	0,00	0,00	0,00	0,000	0,000
Ethane	609,29	0,00	0,00	0,00	0,000	0,000
Propane	159,48	0,00	0,00	0,00	0,000	0,000
n-Butane	63,54	0,00	0,00	0,00	0,000	0,000
i-Butane	76,05	0,00	0,00	0,00	0,000	0,000
Pentane	28,80	0,00	0,00	0,00	0,000	0,000
C6+	15,03	0,00	0,00	0,00	0,000	0,000
Etilen Karbonat	0,12	1.680,68	0,00	1.680,7	0,000	0,873
Cellosolve	5,11	18,27	18,25	0,02	0,072	0,000
Etilen Glikol	1,00	244,19	0,24	243,95	0,001	0,127
Dietil Karbonat	4,69	235,74	235,25	0,49	0,926	0,000
H ₂ O	13,35	0,27	0,27	0,00	0,001	0,000
Etanol	25,95	0,00	0,00	0,00	0,000	0,000
Etilen Oksida	63,33	0,00	0,00	0,00	0,000	0,000
Total		2.179,145	254,01	1.925	1,000	1,000

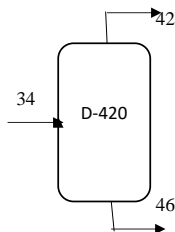
Neraca Massa Kolom Distilasi D-410

Komponen	Masuk	Keluar	
	Arus (30)	Arus (34)	Arus (38)
	Massa (kg)	Massa (kg)	Massa (kg)
CO ₂	0,000	0,000	0,000
Methane	0,000	0,000	0,000
Ethane	0,000	0,000	0,000
Propane	0,000	0,000	0,000
n-Butane	0,000	0,000	0,000
i-Butane	0,000	0,000	0,000
Pentane	4,50827E-13	4,50827E-13	1,96623E-22
C6+	9,0764E-08	9,0764E-08	9,79637E-15
Etilen Karbonat	148.000,566	2,59206E-06	148000,5661
Cellosolve	1.646,085	1.644,439	1,646
Etilen Glikol	15.156,822	15,157	15.141,665
Dietil Kksarbonat	27.847,945	27.790,377	57,568

H ₂ O	4,835	4,835	0,000
Etanol	0,004	0,004	0,000
Etilen Oksida	0,000	0,000	0,000
Total	192.656,258	29.454,812	163.201,445
TOTAL	192.656,258	192.656,258	

6. Distilasi (D-420)

Berfungsi untuk memisahkan DEC, cellosolve, dan Etilen Glikol.



Keterangan :

34 = aliran produk kaya akan DEC, cellosolve, dan EG

42 = aliran kaya DEC dan cellosolve

46 = aliran kaya EG

Komponen	BM	Arus (34)			
		Fraksi Mol	Mol (kmol)	Fraksi Massa	Massa (kg)
CO ₂	44,01	0,000	0,000	0,000	0,000
Methane	16,04	0,000	0,000	0,000	0,000
Ethane	30,07	0,000	0,000	0,000	0,000
Propane	44,1	0,000	0,000	0,000	0,000
n-Butane	58,12	0,000	0,000	0,000	0,000
i-Butane	58,12	0,000	0,000	0,000	0,000
Pentane	72,15	2,45991E-17	0,000	1,53057E-17	4,50827E-13
C6+	86,18	4,14623E-12	0,000	3,08147E-12	9,0764E-08
Ethylene Carbonat	88,06	1,15881E-10	0,000	8,80013E-11	2,59206E-06
Cellosolve	90,122	0,072	18,247	0,056	1.644,439
Ethylene Glycol	62,069	0,001	0,244	0,001	15,157
Diethyl Carbonate	118,13	0,926	235,252	0,943	27.790,377
H ₂ O	18,015	0,001	0,268	0,000	4,835
Ethanol	46,07	3,39719E-07	0,000	1,3497E-07	0,004
Ethylene Oxide	44,054	0,00	0,000	0,00	0,00
Total		1,00	254,012	1,00	29.454,812

Kondisi operasi feed

T = 113,8 C = 386,95 K
P = 3,5 bar = 350 kPa

Komponen	A	B	C	D	E	F
CO ₂	133,6	-4.735	0,00	-21,27	4,E-02	1
Methane	31,35	-1.308	0,00	-3,261	3,E-05	2
Ethane	44,01	-2.569	0,00	-4,976	1,E-05	2

Propane	52,38	-3.491	0,00	-6,109	1,E-05	2
n-Butane	66,94	-4.604	0,00	-8,255	1,E-05	2
i-Butane	58,78	-4.137	0,00	-7,017	1,E-05	2
Pentane	63,33	-5.118	0,00	-7,483	8,E-06	2
C6+	70,43	-6.056	0,00	-8,379	7,E-06	2
Etilen Karbonat	281,9	-29.120	0,00	-35,42	2,E-17	6
Cellosolve	180,5	-12.167	0,00	-24,93	2,E-05	2
Etilen Glikol	57,94	-8.861	0,00	-5,717	3,E-06	2
Dietil Karbonat	172,1	-11.503	0,00	-23,68	2,E-05	2
H ₂ O	65,928	-7.228	0,00	-7,177	4,E-06	2
Etanol	86,486	-7.931	0,00	-10,25	6,E-06	2
Etilen Oksida	64,411	-4.937	0,00	-7,63	9,E-06	2

Sumber parameter A,B,C,D,E,F : Aspen Hysys

$$\ln P = a + \frac{b}{(T + c)} + d \ln T + eT^f \quad \begin{matrix} \text{Pi sat dalam kPa} \\ \text{T dalam K} \end{matrix}$$

Ki = Pi sat/ P

Komponen	Pi sat	zi	Ki
CO ₂	34.907	0,00	99,7
Methane	4,E+05	0,00	1.196,1
Ethane	20.221	0,00	57,8
Propane	5.621,9	0,00	16,1
n-Butane	1.975,3	0,00	5,6
i-Butane	2.520,1	0,00	7,2
Pentane	796,6	2E-17	2,3
C6+	345,7	4E-12	1,0
Etilen Karbonat	0,0	1E-10	0,0
Cellosolve	52,4	0,0718	0,1
Etilen Glikol	4,2	0,001	0,0
Dietil Karbonat	66,9	0,9261	0,2
H ₂ O	162,6	0,0011	0,5
Etanol	356,0	3E-07	1,0
Etilen Oksida	1.821,8	0,00	5,2

Perhitungan dari pemisahan pada kolom distilasi ini menggunakan key parameter sebagai berikut:

Cellosolve sebagai Light Key Component, Etilen Glikol sebagai Heavy Key Component

$$r_{L,D} = 0,99990$$

$$r_{H,B} = 0,99990$$

$$\text{Maka nilai } \alpha_{L,H} = K_L/K_H = 0,145518832/0,011758938 = 12,3752$$

Menggunakan Fenske Equation untuk mencari Nmin

$$N_{min} = \frac{\log\left(\frac{r_{L,D}}{(1-r_{L,D})} \times \frac{r_{H,B}}{(1-r_{H,B})}\right)}{\log \alpha_{L,H}}$$

$$N_{min} = 7,3222$$

in menjadikan Heavy Key Component sebagai refe
listilat dan bottom product dari HK dapat diperkira

$$\frac{d_H}{b_H} = \frac{f_H(1 - r_{H,B})}{f_H r_{H,B}} = \frac{1 - r_{H,B}}{r_{H,B}} = \frac{1 - 0,9999}{0,9999} = 0,0001$$

Sedangkan untuk jumlah distilat dan bottom product tiap komponen dapat diperkirakan dengan :

$$d_i = \frac{\alpha_i^{jNmin} f_i \left(\frac{dh}{bh}\right)}{1 + \alpha_i^{jNmin} \left(\frac{dh}{bh}\right)}$$

$$b_i = f_i - d_i$$

Neraca neraca molar kolom distilasi D-420 dapat ditabelkan sebagai berikut:

Komponen	α_i, H	f_i (kmol/jam)	d_i	b_i	x_i, d	x_i, b
CO ₂	8.246,1	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Methane	98.896	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Ethane	4.776,7	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Propane	1.328,0	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
n-Butane	466,62	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
i-Butane	595,31	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Pentane	188,18	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
C6+	81,67	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Etilen Karbonat	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Cellosolve	12,38	18,25	18,24	0,00	0,07	0,01
Etilen Glikol	1,00	0,24	0,00	0,24	0,00	0,98
Dietil Karbonat	15,80	235,25	235,25	0,00	0,93	0,02
H ₂ O	38,40	0,27	0,27	0,00	0,00	0,00
Etanol	84,09	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Etilen Oksida	430,35	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Total		254,01	253,76	0,25	1,00	1,00

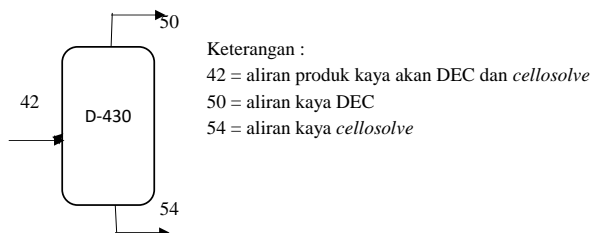
Neraca Massa Kolom Distilasi D-420

Komponen	Masuk	Keluar	
	Arus (34)	Arus (42)	Arus (46)
	Massa (kg)	Massa (kg)	Massa (kg)
CO ₂	0,000	0,000	0,000
Methane	0,000	0,000	0,000
Ethane	0,000	0,000	0,000
Propane	0,000	0,000	0,000
n-Butane	0,000	0,000	0,000
i-Butane	0,000	0,000	0,000
Pentane	4,50827E-13	4,50827E-13	9,97743E-26
C6+	9,0764E-08	9,0764E-08	9,06649E-18
Etilen Karbonat	2,59206E-06	1,11249E-28	2,59206E-06
Cellosolve	1.644,439	1.644,274	0,164443884
Etilen Glikol	15,157	0,002	15,155
Dietil Karbonat	27.790,377	27.789,913	0,465

H ₂ O	4,8351	4,8351	1,21179E-07
Etanol	0,003975504	0,003975504	3,20586E-13
Etilen Oksida	0,000	0,000	0,000
Total	29454,81225	29439,028	15,784
TOTAL	29.454,812	29.454,812	

7.Kolom Distilasi (D-430)

Berfungsi untuk memisahkan DEC dan *cellosolve*



Komponen	BM	Arus (42)			
		Fraksi Mol	Mol (kmol)	Fraksi Massa	Massa (kg)
CO ₂	44,01	0,000	0,000	0,000	0,000
Methane	16,04	0,000	0,000	0,000	0,000
Ethane	30,07	0,000	0,000	0,000	0,000
Propane	44,1	0,000	0,000	0,000	0,000
n-Butane	58,12	0,000	0,000	0,000	0,000
i-Butane	58,12	0,000	0,000	0,000	0,000
Pentane	72,15	0,000	0,000	0,000	0,000
C6+	86,18	0,000	0,000	0,000	0,000
Ethylene Carbonat	88,06	0,000	0,000	0,000	0,000
Cellosolve	90,122	0,072	18,245	0,056	1.644,274
Ethylene Glycol	62,069	0,000	0,000	0,000	0,002
Diethyl Carbonate	118,13	0,927	235,249	0,944	27.789,913
H ₂ O	18,015	0,001	0,268	0,000	4,835
Ethanol	46,07	0,000	0,000	0,000	0,004
Ethylene Oxide	44,054	0,000	0,000	0,000	0,000
Total		1,000	253,762	1,000	29.439,028

Kondisi operasi feed

T = 100 C = 373,15 K
P = 3 bar = 300 kPa

Komponen	A	B	C	D	E	F
CO ₂	133,6	-4.735	0,00	-21,27	4,E-02	1
Methane	31,35	-1.308	0,00	-3,261	3,E-05	2
Ethane	44,01	-2.569	0,00	-4,976	1,E-05	2

Propane	52,38	-3.491	0,00	-6,109	1,E-05	2
n-Butane	66,94	-4.604	0,00	-8,255	1,E-05	2
i-Butane	58,78	-4.137	0,00	-7,017	1,E-05	2
Pentane	63,33	-5.118	0,00	-7,483	8,E-06	2
C6+	70,43	-6.056	0,00	-8,379	7,E-06	2
Etilen Karbonat	281,9	-29.120	0,00	-35,42	2,E-17	6
Cellosolve	180,5	-12.170	0,00	-24,93	2,E-05	2
Etilen Glikol	57,94	-8.861	0,00	-5,717	3,E-06	2
Dietil Karbonat	172,1	-11.500	0,00	-23,68	2,E-05	2
H ₂ O	65,928	-7.228	0,00	-7,177	4,E-06	2
Etanol	86,486	-7.931	0,00	-10,25	6,E-06	2
Etilen Oksida	64,411	-4.937	0,00	-7,63	9,E-06	2

Sumber parameter A,B,C,D,E,F : Aspen Hysys

$$\ln P = a + \frac{b}{(T + c)} + d \ln T + eT^f \quad \begin{array}{l} \text{Pi sat dalam kPa} \\ \text{T dalam K} \end{array}$$

$$K_i = \gamma_i \text{ Pi sat} / P$$

Komponen	Pi sat	zi	Ki
CO ₂	27.331	0,00	91,10
Methane	3,E+05	0,00	1018
Ethane	16.254	0,00	54,18
Propane	4.470,4	0,00	14,90
n-Butane	1.520,6	0,00	5,07
i-Butane	1.963,9	0,00	6,55
Pentane	590,8	2E-17	1,97
C6+	245,1	4E-12	0,82
Etilen Karbonat	0,0	5E-33	0,00
Cellosolve	31,6	0,0719	0,11
Etilen Glikol	2,2	1E-07	0,01
Dietil Karbonat	43,2	0,927	0,14
H ₂ O	101,4	0,0011	0,34
Etanol	226,3	3E-07	0,75
Etilen Oksida	1.367,2	0,00	4,56

Perhitungan dari pemisahan pada kolom distilasi ini menggunakan key parameter sebagai berikut:
DEC sebagai Light Key Component, *cellosolve* sebagai Heavy Key Component

$$r_{L,D} = 0,9999$$

$$r_{H,B} = 0,9999$$

$$\text{Maka nilai } \alpha_{L,H} = K_L/K_H \quad 1,37$$

Menggunakan Fenske Equation untuk mencari Nmin

$$N_{min} = \frac{\log\left(\frac{r_{L,D}}{(1-r_{L,D})} \times \frac{r_{H,B}}{(1-r_{H,B})}\right)}{\log \alpha_{L,H}}$$

$$N_{min} = 58,509$$

Dengan menjadikan Heavy Key Component sebagai referensi,

maka rasio distilat dan bottom product dari HK dapat diperkirakan dengan:

$$\frac{d_H}{b_H} = \frac{f_H(1 - r_{H,B})}{f_H'_{H,B}} = \frac{1 - r_{H,B}}{r_{H,B}} = \frac{1 - 0,9999}{0,9999} = 0,0001$$

Sedangkan untuk jumlah distilat dan bottom product tiap komponen dapat diperkirakan dengan :

$$d_i = \frac{\alpha_i^{N_{min}} f_i \left(\frac{dh}{bh}\right)}{1 + \alpha_i^{N_{min}} \left(\frac{dh}{bh}\right)}$$

$$b_i = f_i - d_i$$

Neraca neraca molar kolom distilasi D-430 dapat ditabelkan sebagai berikut:

Komponen	α_i,H	f_i (kmol/jam)	d_i	b_i	x_i,d	x_i,b
CO ₂	865,95	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Methane	9678,40	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Ethane	514,98	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Propane	141,64	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
n-Butane	48,18	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
i-Butane	62,22	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Pentane	18,72	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
C6+	7,77	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Etilen Karbonat	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Cellosolve	1,00	18,24	0,00	18,24	0,000	0,9987
Etilen Glikol	0,07	0,00	0,00	0,00	0,000	0,00
Dietil Karbonat	1,37	235,25	235,23	0,02	0,9989	0,0013
H ₂ O	3,21	0,27	0,27	0,00	0,0011	0,00
Etanol	7,17	0,00	0,00	0,00	0,000	0,00
Etilen Oksida	43,32	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Total		253,76	235,50	18,27	1,00	1,00

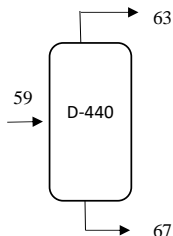
Neraca Massa Kolom Distilasi D-430

Komponen	Masuk	Keluar	
	Arus (42)	Arus (50)	Arus (54)
	Massa (kg)	Massa (kg)	Massa (kg)
CO ₂	0,00	0,00	0,00
Methane	0,00	0,00	0,00
Ethane	0,00	0,00	0,00
Propane	0,00	0,00	0,00
n-Butane	0,00	0,00	0,00
i-Butane	0,00	0,00	0,00
Pentane	0,00	0,00	0,00
C6+	0,00	0,00	0,00
Etilen Karbonat	0,00	0,00	0,00
Cellosolve	1.644,27	0,16	1.644,11
Etilen Glikol	0,00	0,00	0,00
Dietil Karbonat	27.789,91	27.787,13	2,78
H ₂ O	4,84	4,84	0,00

Etanol	0,00	0,00	0,00
Etilen Oksida	0,00	0,00	0,00
Total	29.439,03	27.792,14	1.646,89
TOTAL	29.439,03	29.439,03	

10. Distilasi (D-440)

Berfungsi untuk memisahkan Etilen Karbonat dan Etilen Glikol



Keterangan :

59 = aliran produk kaya akan Etilen Karbonat dan Etilen Glikol

63= aliran kaya Etilen Glikol

67 = aliran kaya Etilen Karbonat

Komponen	BM	Arus (59)			
		Fraksi Mol	Mol (kmol)	Fraksi Massa	Massa (kg)
CO ₂	44,01	0,000	0,000	0,000	0,000
Methane	16,04	0,000	0,000	0,000	0,000
Ethane	30,07	0,000	0,000	0,000	0,000
Propane	44,1	0,000	0,000	0,000	0,000
n-Butane	58,12	0,000	0,000	0,000	0,000
i-Butane	58,12	0,000	0,000	0,000	0,000
Pentane	72,15	0,000	0,000	0,000	0,000
C6+	86,18	0,000	0,000	0,000	0,000
Ethylene Carbonat	88,06	0,873	1.680,679	0,907	148.000,566
Cellosolve	90,122	0,000	0,018	0,000	1,646
Ethylene Glycol	62,069	0,127	243,949	0,093	15.141,665
Diethyl Carbonate	118,13	0,000	0,487	0,000	57,568
H ₂ O	18,015	0,000	0,000	0,000	0,000
Ethanol	46,07	0,000	0,000	0,000	0,000
Ethylene Oxide	44,054	0,000	0,000	0,000	0,000
Total		1,000	1.925,133	1,000	163.201,445

Kondisi operasi feed

T = 231,3 C = 504,45 K

P = 4,1 bar = 410 kPa

Komponen	A	B	C	D	E	F
CO ₂	133,6	-4.735	0,00	-21,27	4,E-03	1
Methane	31,35	-1.308	0,00	-3,261	3,E-05	2

Ethane	44,01	-2.569	0,00	-4,976	1,E-05	2
Propane	52,38	-3.491	0,00	-6,109	1,E-05	2
n-Butane	66,94	-4.604	0,00	-8,255	1,E-05	2
i-Butane	58,78	-4.137	0,00	-7,017	1,E-05	2
Pentane	63,33	-5.118	0,00	-7,483	8,E-06	2
C6+	70,43	-6.056	0,00	-8,379	7,E-06	2
Etilen Karbonat	281,9	-29.120	0,00	-35,42	2,E-17	6
Cellosolve	180,5	-12.170	0,00	-24,93	2,E-05	2
Etilen Glikol	57,94	-8.861	0,00	-5,717	3,E-06	2
Dietil Karbonat	172,1	-11.500	0,00	-23,68	2,E-05	2
H ₂ O	65,928	-7.228	0,00	-7,177	4,E-06	2
Etanol	86,486	-7.931	0,00	-10,25	6,E-06	2
Etilen Oksida	64,411	-7.931	0,00	-7,63	9,E-06	2

Sumber parameter A,B,C,D,E,F : Aspen Hysys

$$\ln P = a + \frac{b}{(T + c)} + d \ln T + eT^f$$

Pi sat dalam kPa
T dalam K

$$K_i = \gamma_i \text{ Pi sat} / P$$

Komponen	Pi sat	zi	Ki
CO ₂	0,0023	0,00	5E-06
Methane	8E+06	0,00	20593
Ethane	1,E+05	0,00	286,75
Propane	29,376	0,00	71,649
n-Butane	11.881	0,00	28,978
i-Butane	14.013	0,00	34,179
Pentane	5,379,2	1E-27	13,12
C6+	2.870,5	6E-20	7,0011
Etilen Karbonat	57,9	0,873	0,1411
Cellosolve	1.180,7	9E-06	2,8799
Etilen Glikol	266,6	0,1267	0,6502
Dietil Karbonat	990,7	0,0003	2,4163
H ₂ O	2.866,2	4E-11	6,9908
Etanol	5.432,9	5E-17	13,251
Etilen Oksida	31,2	0,00	0,0762

Perhitungan dari pemisahan pada kolom distilasi ini menggunakan key parameter sebagai berikut:
Etilen Glikol sebagai Light Key Component, Etilen Karbonat sebagai Heavy Key Component

$$r_{L,D} = 0,9999$$

$$r_{H,B} = 0,9999$$

$$\text{Maka nilai } \alpha_{L,H} = K_L / K_H = 4,6073$$

Menggunakan Fenske Equation untuk mencari Nmin

$$N_{min} = \frac{\log\left(\frac{r_{L,D}}{(1-r_{L,D})} \times \frac{r_{H,B}}{(1-r_{H,B})}\right)}{\log \alpha_{L,H}}$$

$$N_{min} = 12,058$$

in menjadikan Heavy Key Component sebagai refe

listilat dan bottom product dari HK dapat diperkirakan

$$\frac{d_H}{b_H} = \frac{f_H(1 - r_{H,B})}{f_H r_{H,B}} = \frac{1 - r_{H,B}}{r_{H,B}} = \frac{1 - 0,9999}{0,9999} = 0,0001$$

Sedangkan untuk jumlah distilat dan bottom product tiap komponen dapat diperkirakan dengan :

$$d_i = \frac{\alpha_i^{jN_{min}} f_i \left(\frac{dh}{bh}\right)}{1 + \alpha_i^{jN_{min}} \left(\frac{dh}{bh}\right)}$$

$$b_i = f_i - d_i$$

Neraca neraca molar kolom distilasi D-440 dapat ditabelkan sebagai berikut:

Komponen	α_i, H	f_i (kmol/jam)	d_i	b_i	x_i, d	x_i, b
CO ₂	4E-05	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Methane	145923	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Ethane	2032	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Propane	507,72	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
n-Butane	205,35	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
i-Butane	242,2	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Pentane	92,97	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
C6+	49,611	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Etilen Karbonat	1	1.680,679	0,168	1.680,511	0,001	0,99999
Cellosolve	20,407	0,018	0,018	0,000	0,000	0,000
Etilen Glikol	4,6073	243,949	243,925	0,024	0,997	0,000
Dietil Karbonat	17,122	0,487	0,487	0,000	0,002	0,000
H ₂ O	49,538	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Etanol	93,898	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Etilen Oksida	0,54	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Total		1.925,13	244,60	1.680,54	1,00	1,00

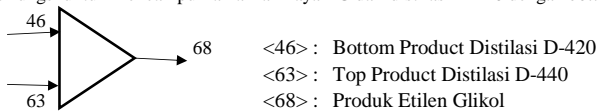
Neraca Massa Kolom Distilasi D-440

Komponen	Masuk	Keluar	
	Arus (59)	Arus (63)	Arus (67)
	Massa (kg)	Massa (kg)	Massa (kg)
CO ₂	0,000	0,000	0,000
Methane	0,000	0,000	0,000
Ethane	0,000	0,000	0,000
Propane	0,000	0,000	0,000
n-Butane	0,000	0,000	0,000
i-Butane	0,000	0,000	0,000
Pentane	0,000	0,000	0,000
C6+	0,000	0,000	0,000
Etilen Karbonat	148.000,566	14,800	147.985,766
Cellosolve	1,646	1,646	0,000

Etilen Glikol	15.141,665	15.140,151	1,514
Dietil Karbonat	57,568	57,568	0,000
H ₂ O	0,000	0,000	0,000
Etanol	0,000	0,000	0,000
Etilen Oksida	0,000	0,000	0,000
Total	163.201,445	15.214,165	147.987,280
Total	163.201,445	163.201,445	

11. Mixing Point (M-426)

Berfungsi untuk mencampurkan aliran kaya EG dari distilasi D-440 dengan *bottom product* aliran D-410



Neraca Massa Mixing Point M-426

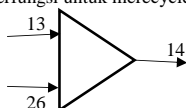
Komponen	[46]		[63]		[68]	
	Kmol	Fraksi	Kmol	Fraksi	kmol	Fraksi
CO ₂	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Methane	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Ethane	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Propane	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
n-Butane	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
i-Butane	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Pentane	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
C6+	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Etilen Karbonat	0,000	0,000	0,168	0,001	0,168	0,001
Cellosolve	0,002	0,007	0,018	0,000	0,020	0,000
Etilen Glikol	0,244	0,977	243,925	0,997	244,169	0,997
Dietil Karbonat	0,004	0,016	0,487	0,002	0,491	0,002
H ₂ O	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Etanol	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Etilen Oksida	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Total	0,250	1,000	244,598	1,000	244,848	1,000
Total	244,848				244,848	

Komponen	[46]		[63]		[68]	
	Kg	Fraksi	Kg	Fraksi	Kg	Fraksi
CO ₂	0,00	0,000	0,00	0,000	0,00	0,000
Methane	0,00	0,000	0,00	0,000	0,00	0,000
Ethane	0,00	0,000	0,00	0,000	0,00	0,000
Propane	0,00	0,000	0,00	0,000	0,00	0,000

n-Butane	0,00	0,000	0,00	0,000	0,00	0,000
i-Butane	0,00	0,000	0,00	0,000	0,00	0,000
Pentane	0,00	0,000	0,00	0,000	0,00	0,000
C6+	0,00	0,000	0,00	0,000	0,00	0,000
Etilen Karbonat	0,00	0,000	14,80	0,001	14,80	0,001
Cellosolve	0,16	0,010	1,65	0,000	1,81	0,000
Etilen Glikol	15,16	0,960	15,140	0,995	15,155	0,995
Dietil Karbonat	0,46	0,029	57,57	0,004	58,03	0,004
H ₂ O	0,00	0,000	0,00	0,000	0,00	0,000
Etanol	0,00	0,000	0,00	0,000	0,00	0,000
Etilen Oksida	0,00	0,000	0,00	0,000	0,00	0,000
Total	15,78	1,000	15,214	1,000	15,230	1,000
Total	15.230,95			15.229,95		

11. Mixing Point (M-427)

Berfungsi untuk merecycle ethanol yang keluar dari reaktor dan akan dicampur dengan ethanol make up



<13> : Etanol Make Up

<26> : Aliran recycle etanol (top product D-310)

<14> : Etanol Masuk Reaktor

Neraca Massa Mixing Point M-427

Komponen	[13]		[26]		[14]	
	Kmol	Fraksi	Kmol	Fraksi	kmol	Fraksi
CO ₂	0,00	0,000	0,00	0,000	0,00	0,000
Methane	0,00	0,000	0,03	0,000	0,03	0,000
Ethane	0,00	0,000	0,06	0,000	0,06	0,000
Propane	0,00	0,000	0,11	0,000	0,11	0,000
n-Butane	0,00	0,000	0,05	0,000	0,05	0,000
i-Butane	0,00	0,000	0,02	0,000	0,02	0,000
Pentane	0,00	0,000	0,01	0,000	0,01	0,000
C6+	0,00	0,000	0,01	0,000	0,01	0,000
Etilen Karbonat	0,00	0,000	0,00	0,000	0,00	0,000
Cellosolve	0,00	0,000	0,00	0,000	0,00	0,000
Etilen Glikol	0,00	0,000	0,00	0,000	0,00	0,000
Dietil Karbonat	0,00	0,000	0,24	0,000	0,24	0,000
H ₂ O	48,13	0,020	268,13	0,028	316,26	0,026
Etanol	2.406,4	0,980	9.106,6	0,952	11.513	0,958
Etilen Oksida	0,0	0,000	187,2	0,020	187,2	0,016
Total	2.454,5	1,000	9.562,4	1,000	12.017	1,000
Total	12.017			12.017		

Komponen	[13]		[26]		[14]	
	Kg	Fraksi	Kg	Fraksi	Kg	Fraksi

CO ₂	0,00	0,000	0,000	0,000	0,00	0,000
Methane	0,00	0,000	0,433	0,000	0,43	0,000
Ethane	0,00	0,000	1,752	0,000	1,75	0,000
Propane	0,00	0,000	5,009	0,000	5,01	0,000
n-Butane	0,00	0,000	3,018	0,000	3,02	0,000
i-Butane	0,00	0,000	1,096	0,000	1,10	0,000
Pentane	0,00	0,000	1,056	0,000	1,06	0,000
C6+	0,00	0,000	1,280	0,000	1,28	0,000
Etilen Karbonat	0,00	0,000	0,000	0,000	0,00	0,000
Cellosolve	0,00	0,000	0,075	0,000	0,08	0,000
Etilen Glikol	0,00	0,000	0,000	0,000	0,00	0,000
Dietil Karbonat	0,00	0,000	27,876	0,000	27,88	0,000
H ₂ O	867	0,008	4,830	0,011	5,697,3	0,010
Etanol	1,E+05	0,992	419539	0,970	5,E+05	0,974
Etilen Oksida	0,0	0,000	8,247,2	0,019	8,247	0,015
Total	111730	1,000	432658	1,000	5,E+05	1,000
Total	544.389,1			544.389,1		

APPENDIKS B
PERHITUNGAN NERACA ENERGI

Basis perhitungan	: 1 jam operasi	
Kapasitas	: 54 MMCFD	
Jumlah hari operasi	: 300 hari / tahun	
Jumlah jam operasi	: 24 jam / hari	
Bahan baku	a. Karbon dioksida (CO ₂)	BM = 44,01
	b. Etanol (C ₂ H ₅ OH)	BM = 46,069
	c. Etilen Oksida (C ₂ H ₄ O)	BM = 44,053
Produk samping	a. Etilen Karbonat (C ₃ H ₄ O ₃)	BM = 88,06
	b. Etilen Glikol (C ₂ H ₆ O ₂)	BM = 62,07
	c. 2-Etoxy etanol (C ₄ H ₁₀ O ₂)	BM = 90,12
Produk utama	Dietil Karbonat (C ₅ H ₁₀ O ₃)	BM = 118,134

Kondisi Operasi Feed :

1. Feed gas CO₂

Suhu 46 C
Tekanan 1,8 bar

2. Etanol

Suhu 25 C
Tekanan 1 bar

3. Etilen Oksida

Suhu 30 C
Tekanan 2 bar

Utilitas :

1. Steam

Suhu 230 C
Tekanan 30 bar

2. Air pendingin/ cooling water

Suhu 30 C
Tekanan 1 bar

Referensi : Tref: 25 C = 298 K ; R = 8,314 kJ/kmol.K

P ref = 1 atm

Fase komponen pada kondisi *reference* :

Kondisi Reference

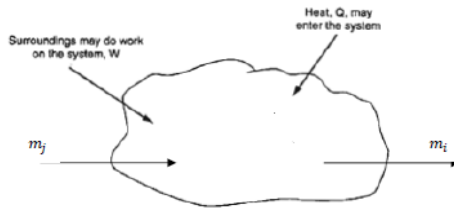
Fase Liquid	Fase Vapor
C ₂ H ₅ OH	CO ₂
DEC	Methane
Etilen Glikol	Ethane
Etilen Karbonat	Propane
2-Etoxy Etanol	n-Butane
H ₂ O	i-Butane
	n-Pentane
	C ₆ +
	Etilen Oksida

Perhitungan pada neraca energi ini menggunakan software HYSYS versi 8.8 dengan *fluid package* adalah Peng-Robinson. Dari perhitungan neraca energi dapat ditentukan kebutuhan energi proses, utilitas, dan kebutuhan energi lain yang terkait dalam perhitungan. Dalam perhitungan ini berlaku persamaan neraca energi dengan persamaan sebagai berikut.

$$\frac{d(mU)}{dt} = \sum_j \dot{m}_j \left(H_j + \frac{1}{2} u_j^2 + z_j g \right) - \sum_i \dot{m}_i \left(H_i + \frac{1}{2} u_i^2 + z_i g \right) + \dot{Q} + \dot{W}_s$$

Dimana :

- $d(mU) / dt$ = perubahan energi pada suatu sistem akibat akumulasi
 \dot{m} = lahu alir massa
 H = entalpi
 u = kecepatan rata - rata aliran
 z = elevasi di atas level datum
 g = percepatan gravitasi
 Subscript i = aliran keluar dari sistem
 Subscript j = aliran masuk pada sistem
 Q = laju panas yang masuk pada sistem
 W_s = laju kerja poros pada sistem



Untuk sistem *steady state* , $d(mU)/dt = 0$, sehingga persamaan di atas menjadi :

$$\sum_i \dot{m}_i \left(H_i + \frac{1}{2} u_i^2 + z_i g \right) - \sum_j \dot{m}_j \left(H_j + \frac{1}{2} u_j^2 + z_j g \right) = \dot{Q} + \dot{W}_s$$

Konsep Perhitungan:

Perhitungan neraca energi berdasarkan overal energy balance dan overall mechanical energy balance.

1. Overall Energy Balance (Steady-state)

$$\Delta H_{in} + \frac{1}{2} v_{in}^2 + g z_{in} + Q = \Delta H_{out} + \frac{1}{2} v_{out}^2 + g z_{out} + W_s$$

2. Overall Mechanical Energy Balance

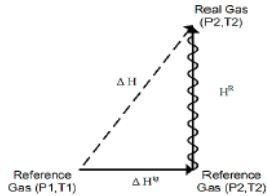
$$\frac{1}{2} (v_{out}^2 - v_{in}^2) + g \cdot (z_{out} - z_{in}) + \frac{P_{out} - P_{in}}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0$$

dengan asumsi:

- Tidak terjadi perubahan kecepatan ($\Delta v = 0$)
- Tidak terjadi perbedaan ketinggian antara suction dan discharge ($\Delta z = 0$)
- Nilai ΣF sangat kecil ($\Sigma F = 0$)

Berikut ini contoh cara menghitung entalpi komponen pada operasi fase gas dan liquid serta kondisi referensinya:

1. Perhitungan entalpi untuk komponen pada kondisi awal reference berfase gas dan kondisi operasi gas



Sumber : Smith Van Ness 6th

Berikut ini adalah persamaan - persamaan yang digunakan untuk menghitung entalpi arus yang berfase gas pada kondisi *reference* dan kondisi operasi gas digunakan persamaan :

$$H = H^{ig} + H^R \quad \dots (6.41) \text{ Smith Van Ness 6th ed}$$

atau,

$$H = H_o^{ig} + \langle Cp^{ig} \rangle_H (T - T_o) + H^R \quad (6.23) \text{ Smith Van Ness 6th ed}$$

Dimana $H_o^{ig} = 0$

Kemudian untuk menghitung H^R menggunakan persamaan-persamaan dibawah ini :

$$\frac{H^R}{RT} = \ln(Z - \beta) + \frac{d \ln a(T_r)}{d \ln T_r} qI \quad (6.41) \text{ Smith Van Ness 6th ed}$$

$$Z = 1 + \beta - q \beta \frac{Z - \beta}{(Z + \epsilon \beta)(Z + \sigma \beta)} \quad (3.49) \text{ Smith Van Ness 6th ed}$$

$$\beta = \Omega \frac{P_r}{T_r} \quad \dots (3.50) \text{ Smith Van Ness 6th ed}$$

$$q = \frac{\psi a(T_r)}{\Omega T_r} \quad \dots (3.51) \text{ Smith Van Ness 6th ed}$$

$$T_r = \frac{T}{T_c} \quad \text{dan} \quad P_r = \frac{P}{P_c} \quad \dots \text{Smith Van Ness 6th ed, hal. 95}$$

Parameter - parameter perhitungan *cubic EoS* di atas berdasarkan dapat dilihat dari tabel berikut ini :

Tabel B.1 Parameter untuk EoS Peng-Robinson

$\alpha(T_r)$	σ	ϵ	Ω	Ψ	Z_c
$T_r^{-\frac{1}{2}}$	2,414214	-0,4	0,0779	0,45724	0,3074

Sumber : Table 3.1 hal. 99 Smith Van Ness 6th

Karena ϵ tidak sama dengan σ , maka untuk mencari nilai I digunakan persamaan :

$$I = \frac{1}{\sigma - \epsilon} \ln \left(\frac{Z + \sigma \beta}{Z + \epsilon \beta} \right) \qquad \text{..... (6.62a) Smith Van Ness 6th ed}$$

Kemudian untuk mencari Cp (*specific heat*) digunakan rumus :

$$\frac{(Cp)_H}{R} = A + \frac{B}{2} T_0 (\tau + 1) + \frac{C}{3} T_0^2 (\tau^2 + \tau + 1) + \frac{D}{\tau T_0^2}$$

Berikut ini nilai parameter untuk menghitung Cp tersebut :

Tabel B.1 Konstanta Kapasitas Panas Gas pada Keadaan Gas Ideal

Komponen	Fase	A	B	C	D
CO2	Gas	5,457	1,05E-03	0,00E+00	-1,16E+05
Methane	Gas	1,702	9,08E-03	-2,16E-06	0,00E+00
Ethane	Gas	1,131	1,92E-02	-5,56E-06	0,00E+00
Propane	Gas	1,213	2,88E-02	-8,82E-06	0,00E+00
n-Butane	Gas	1,935	3,69E-02	-1,14E-05	0,00E+00
i-Butane	Gas	1,677	3,79E-02	-1,19E-05	0,00E+00
n-Pentane	Gas	2,464	4,54E-02	-1,41E-05	0,00E+00
C6+	Gas	3,025	5,37E-02	-1,68E-05	0,00E+00
H2O	Gas	3,47	1,45E-03	0,00E+00	1,21E+04
Etilen Karbonat	Gas	0	2,00E-02	2,87E-03	-7,13E-07
Etanol	Gas	0	2,00E-01	2,32E-03	-6,07E-07
Etilen Glikol	Gas	0	-4,40E-01	2,85E-03	0,00E+00
DEC	Gas	0	-1,30E-01	2,69E-03	-1,20E-06
Etilen Oksida	Gas	0	-1,70E-01	2,52E-03	-9,50E-07
Cellosolve	Gas	0	1,00E-02	2,69E-03	-1,08E-06

Sumber : HYSYS 8.8 & Smith Van Ness 6th Ed, Tabel C.1

Berikut ini *properties* untuk komponen murni (*pure component*) :

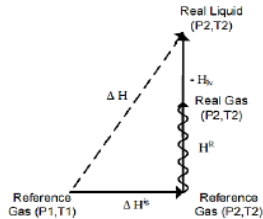
Tabel B.3 Properties komponen murni

Komponen	Tc (C)	Pc (bar)	Acentricity
CO2	30,95	73,7	0,239
Methane	-82,451	46,407	0,011
Ethane	32,278	48,839	0,099
Propane	96,748	42,5666	0,1524
n-Butane	152,049	37,9662	0,201
i-Butane	134,946	36,4762	0,1848
n-Pentane	196,45	33,7512	0,2539
C6+	234,748	30,3162	0,3007
H2O	374,149	221,2	0,344
Etilen Karbonat	532,85	67,7	0,422
Etanol	240,75	61,47	0,644
Etilen Glikol	428,85	65,152	0,56
DEC	302,85	33,9	0,485
Etilen Oksida	195,85	71,9	0,202

Cellosolve	293,85	42,3	0,759
------------	--------	------	-------

Sumber: Aspen Hysys v8.8

2. Perhitungan entalpi untuk komponen yang pada kondisi reference berfase gas, namun kondisi operasi berfase liquid



Sumber : Smith Van Ness 6th

Berikut ini adalah persamaan - persamaan yang digunakan untuk menghitung entalpi arus yang berfase gas pada kondisi *reference* dan kondisi operasi liquid digunakan persamaan :

$$H = H^{IG} + H^R + H^{LP} \quad (6.41) \text{ Smith Van Ness 6th ed}$$

Perhitungan untuk H_{IG} dan H^R sama seperti perhitungan untuk fasa gas. Untuk perhitungan H^{LP} yang digunakan adalah nilai H^{LP} pada kondisi operasi. Berikut ini komponen yang berfase gas pada kondisi referensi :

Tabel B.4 Parameter perhitungan panas *vaporization* komponen gas

Komponen	A	Tc	n	Tmin	Tmax	Tb	Hvap
CO2	15,236	304,19	0,227	216,58	304,19	194,67	---
Metana	10,312	190,58	0,265	90,67	190,58	111,66	8,16
Etana	21,342	305,42	0,403	90,35	305,42	184,55	14,69
Propana	26,89	369,82	0,365	85,44	369,82	231,11	18,8
n-Butana	33,02	425,18	0,377	134,86	425,18	272,65	22,44
i-Butana	31,954	408,14	0,392	113,54	408,14	261,43	21,4
Pentana	39,854	469,65	0,398	143,42	469,65	309,22	25,99
Hexana	45,61	507,43	0,401	177,84	507,43	341,88	29,11
Etilen Karbonat	73,4	790	0,337	309,555	790	511,15	51,68
Cellosolve	60,038	569	0,31	203	569	408,15	40,58
Etilen Glikol	88,2	645	0,397	260,15	645	470,45	52,49
Dietyl Karbonat	59,3	576	0,376	250,15	576	399,95	37,97
H2O	52,053	647,13	0,321	273,16	647,13	373,15	39,5
Etanol	43,122	516,25	0,079	300	516,25	351,49	39,4
Etilen Oksida	36,474	469,15	0,377	160,71	469,15	283,85	25,7

Sumber : Table 2-150 Perry Handbook

Untuk mendapatkan ΔH_{LP} pada suhu *reference*, menggunakan persamaan :

$$\Delta H_{LP} \text{ (KJ/kmol)} = C_1 \times (1 - T_r)^{C_2 + C_3 \cdot T_r + C_4 \cdot T_r \cdot T_r}$$

Dengan rumus berikut ini didapatkan ΔH_{LP} pada T. operasi :

$$\frac{\Delta H_{h2}}{\Delta H_{h1}} = \left(\frac{1 - T_{r2}}{1 - T_{r1}} \right)^{0.38} \quad \text{Sumber : (4.13) Smith Van Ness 6th}$$

Dimana :

ΔH_{lv1} = Laten Heat pada suhu referensi (kJ/kmol)

ΔH_{lv2} = Laten Heat pada suhu operasi (kJ/kmol)

T_{r1} = T_r pada suhu referensi

T_{r2} = T_r pada suhu operasi

3. Perhitungan enthalpi untuk komponen yang pada kondisi reference berfasa liquid dan pada kondisi operasi berfasa gas

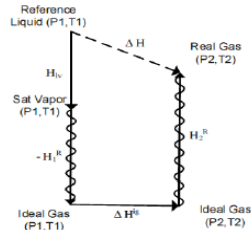
$$H = H_{lv} - H_1^R + H_{ig} + H_2^R$$

Dimana :

$H_1^R = H^R$ pada kondisi

referensi

$H_2^R = H^R$ pada kondisi



Perhitungan untuk H^{ig} dan H^R sama seperti perhitungan untuk rasa gas.

Untuk perhitungan H_{lv} yang digunakan adalah nilai H_{lv} pada kondisi reference.

Berikut ini komponen yang pada suhu reference berupa liquid :

Tabel B.5 Parameter perhitungan panas *vaporization* komponen liquid

Komponen	C1 x 10 ⁻⁷	C2	C3	C4	Tref (K)	Hlv at Tref x 10 ⁻⁷ (kJ/kmol)
C2H5OH	5,5789	0,3	0	0	351,4	3,89328
Etilen Glikol	8,29	0,4	0	0	260,15	6,8461
H2O	5,5789	0,3	-0,2	0,3	373,15	4,07984

Sumber : Table 2-150 Perry Handbook 8th Edition

Untuk mendapatkan ΔH_{lv} pada suhu *reference*, menggunakan persamaan :

$$\Delta H^{lv} = C_1(1 - T_r)^{C_2 + C_3 T_r + C_4 T_r^2} \left(\frac{\text{kJ}}{\text{kmol}} \right)$$

Untuk mencari ΔH_{lv} pada komponen yang data konstantanya tidak ada, maka perhitungan

ΔH_{lv} dengan mencari selisih dari H pada C_p liquid dan H pada C_p gas.

Untuk mencari C_p liquid DEC, menggunakan persamaan:

$$C_p = c_0 + c_1(T) + c_2(T)^2$$

Konstanta yang diperlukan adalah:

Co	C1	C2
414	-1,5	0

Sumber : Comelli et.al. 2006

Dengan rumus berikut ini diperoleh ΔH_{lv} pada T operasi :

$$\frac{\Delta H_{h2}}{\Delta H_{h1}} = \left(\frac{1 - T_{r2}}{1 - T_{r1}} \right)^{0.38} \quad \text{Sumber : (3.51) Smith}$$

Van Ness 6th

Dimana :

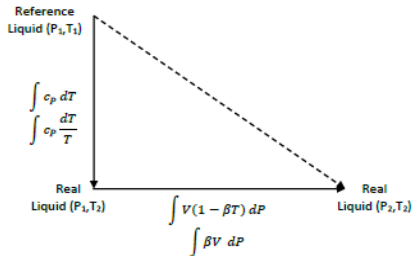
ΔH_{lv1} = Laten Heat pada suhu referensi (kJ/kmol)

ΔH_{lv2} = Laten Heat pada suhu operasi (kJ/kmol)

T_{r1} = T_r pada suhu referensi

T_{r2} = T_r pada suhu operasi

4. Perhitungan enthalpi untuk komponen yang pada kondisi reference berfase liquid dan pada kondisi operasi berfase liquid



Sumber : Smith Van Ness 6th hal 201

Berikut ini adalah persamaan - persamaan yang digunakan untuk menghitung entalpi arus yang berfase liquid pada kondisi *reference* dan kondisi operasi gas menggunakan persamaan :

$$\Delta H = \langle C_p \rangle (T_2 - T_1) - (1 - \langle \beta \rangle T_2) \langle V \rangle (P_2 - P_1) \quad d$$

Kemudian untuk mencari *specific heat* (C_p) menggunakan rumus :

$$C_p = a + bT + cT^2 + dT^3 + eT^4 + fT^5$$

Berikut ini nilai parameter untuk menghitung C_p :

Tabel B.6 Parameter perhitungan kapasitas panas

Komponen	T_c (C)	P_c (bar)	V_c (m ³ /kgmol)	Acentricity
H2O	374	221	0,057	0,344
Etilen Karbonat	533	68	0,193	0,442
Etanol	241	61	0,167	0,644
Etilen Glikol	429	65	0,186	0,56
DEC	303	34	0,356	0,485
Cellosolve	294	42	0,294	0,759

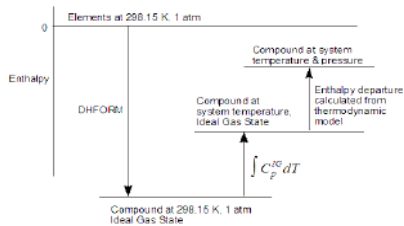
Sumber : HYSYS 8.8

Dasar perhitungan entalpi pada software Hysys V 8.8 adalah penjumlahan dari :

- Perubahan entalpi akibat reaksi unsur kimia pada 298,15 K dan 1 atm pada kondisi *referencenya* (*vapor*, *liquid*, atau *solid*) untuk membentuk senyawa pada 298,15 K dan 1 atm. Nilai ini disebut juga entalpi pembentukan
- Perubahan entalpi senyawa dari *temperature reference* menuju *temperature sistem* pada kondisi gas ideal. Nilai ini dihitung dengan :

$$\int_{T_0}^T C_p^g dT$$

3. Perubahan entalpi senyawa dari tekanan *reference* menuju ke tekanan sistem. Nilai ini disebut dengan entalpi *departure*. Metode perhitungan entalpi *departure* bergantung kepada model termodinamika yang digunakan (*Fluid package*).



Untuk Peng-Robinson, dalam buku *Chemical Process Design and Integration* , Robin Smith (2005) entalpi *departure* dapat dicari dengan persamaan :

$$[H_p - H_{p0}]_T = RT(Z - 1) + \frac{T(da/dT) - a}{2\sqrt{2}b} \times \ln \left[\frac{Z + (1 + \sqrt{2})B}{Z + (1 - \sqrt{2})B} \right]$$

dimana,

$$da/dT = -0,45724 \frac{R^2 T_c^2}{P_c} \kappa \sqrt{\frac{\alpha}{T \cdot T_c}}$$

$$B = \frac{bP}{RT}$$

$$a = 0,45724 \frac{R^2 T_c^2}{P_c} \alpha$$

$$b = 0,0778 \frac{RT_c}{P_c}$$

$$\alpha = \left(1 + \kappa (1 - \sqrt{T_r}) \right)^2$$

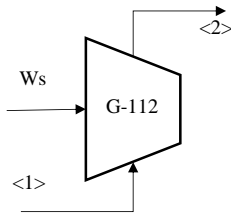
$$\begin{aligned} \kappa &= 0,37464 + 1,54226\omega - 0,26992\omega^2 \\ \omega &= \left[-\log \left(\frac{p^{sat}}{P_c} \right)_{T_R=0,7} \right] - 1 \end{aligned}$$

Tabel B.5 Data Entalpi Pembentukan Standar pada 298 K

Komponen	ΔHf (kJ/kmol)	Komponen	ΔHf (kJ/kmol)
CO2 (g)	-393790,00	Etilen Karbonat	-241.814,000
Methane (g)	-74900,00	Etanol	-804.400,000
Ethane (g)	-84738,00	Etilen Glikol	-234.990,000
Propane (g)	-103890,00	DEC	-389.600,000
n-Butane (g)	-126190,00	Etilen Oksida	-639.100,000
i-Butane (g)	-134590,00	Cellosolve	-160.700,000
n-Pentane (g)	-146490,00		
C6+ (g)	-167290,00		
H2O (g)	-241814,00		
H2O (l)	-285830,00		

Sumber: Smith Van Ness 6ed & Aspen Hysys v8.8

1. Flue Gas Kompresor (G-112)



Kondisi Operasi

Aliran <1>		Aliran <2>
P1	= 1,8 bar	P2 = 30 bar
T1	= 46 C = 319 K	

Komponen	Tref	Top	Fraksi Mol	kgmol	Massa (kg)
CO2	gas	gas	0,959	1.293,972	56.947,323
Methane	gas	gas	0,003	3,928	63,025
Ethane	gas	gas	0,000	0,372	11,192
Propane	gas	gas	0,000	0,220	9,723
n-Butane	gas	gas	0,000	0,055	3,203
i-Butane	gas	gas	0,000	0,055	3,203
n-pentane	gas	gas	0,000	0,041	2,987
C6+	gas	gas	0,000	0,041	3,568
H2O	liquid	gas	0,038	50,651	912,474
Total			1,000	1.349,337	57.956,697

a. Mula-mula kompresor dianggap bekerja secara isentropis, sehingga $\Delta S = 0$.

Dengan menganggap komponen tidak ideal, maka :

$$\Delta S = \Delta S^{ig} + \Delta S^R \quad \dots (\text{Pers. 1})$$

$$\frac{\Delta S^{ig}}{R} = \frac{(Cp^{ig})_s}{R} \ln \frac{T}{T_0} - \ln \frac{P}{P_0} \quad \dots (\text{Pers. 2})$$

$$\frac{S^R}{R} = \ln(Z - \beta) + \frac{d \ln \alpha(Tr)}{d \ln Tr} qI \quad \dots (\text{Pers. 3})$$

dengan mensubstitusi Pers. II dan III ke dalam pers. I dapat dilakukan trial hingga diperoleh T2 sebagai temperatur keluaran kompresor isentropis.

Setelah diperoleh T2, kemudian cari nilai ΔH total persamaan.

$$\Delta H_{total} = \Delta H^{ig} + \Delta H^R$$

Dengan menetapkan efisiensi sebesar 75%, maka dapat dihitung W_s aktual dengan persamaan

$$W_s = (\Delta H)_s = \frac{W_s(isentropis)}{\eta}$$

Setelah diperoleh W_s , maka ΔH diperoleh dan temperatur keluaran kompresor

T2 dapat dihitung dengan persamaan yang sama seperti di atas

Persamaan neraca energi Flue Gas Kompresor (G-114) yaitu :

$$\Delta H = H_{out} - H_{in} = W_s$$

$$H_1 + W_s = H_2$$

Menghitung Enthalpi Aliran <1>

$$\tau = 1,070937448$$

Menghitung H2^{ig}

Komponen	kgmol	<Cp> _{ig} H (kJ/kgmol)	ΔH _{ig} (kJ)
CO2	1.294,0	37,934	1.038.158,963
Methane	3,928	35,744	2.969,901
Ethane	0,372	54,277	427,270
Propane	0,220	77,015	359,166
n-Butane	0,055	101,763	118,591
i-Butane	0,055	101,789	118,621
n-pentane	0,041	125,838	110,185
C6+	0,041	149,666	131,049
H2O	50,651	33,628	36.024,355
Total	1.349,3		1.078.418,101

Menghitung H1R menggunakan persamaan Peng-Robinson

Data Pseudocritical Parameter Aliran <1>

Komponen	Tpc (K)	Ppc	ω
CO2	291,62	70,6760	0,229194
Methane	0,56	0,1351	3,2E-05
Ethane	0,08	0,0135	2,73E-05
Propane	0,06	0,0070	2,49E-05
n-Butane	0,02	0,0016	8,21E-06
i-Butane	0,02	0,0015	7,55E-06
n-pentane	0,01	0,0010	7,79E-06
C6+	0,02	0,0009	9,23E-06
H2O	24,30	8,3033	0,012913
Total	316,68	79,140	0,242223

$$\alpha = [1 + (0.37464 + 1.54226 \omega - 0.26992 \omega^2)(1 - Tr^{0.5})]^2$$

Tabel perhitungan

Tr	Pr	α (Tr)
1,0083	0,0222	0,9940

$$\beta = \frac{\Omega Pr}{Tr} \quad q = \frac{\psi \alpha(Tr)}{\Omega Tr} \quad Z = 1 + \beta - q\beta \frac{Z - \beta}{(Z + \epsilon \beta)(Z + \sigma \beta)} \quad I = \frac{1}{\sigma - \epsilon} \ln \left(\frac{Z + \sigma \beta}{Z + \epsilon \beta} \right)$$

β	q	Zasumsi	Zhasil	Z-Z2=0	I
0,001718235	5,786402	0,991939	0,991747	-0,00019	0,00173

$$\text{Sehingga H1R (T op)} = -91.759,372 \quad \text{kJ}$$

Data Pseudocritical Parameter

Komponen	Tpc	Ppc	ω
H2O	24,2979	8,3033	0,0129

Total	24,2979	8,3033	0,0129
--------------	----------------	---------------	---------------

Tabel Perhitungan

Tr	Pr	a (Tr)
12,2706	0,1204	0,0002

β	q	Zasumsi	Zhasil	Z-Z2 =0	I
0,000764576	7,61E-05	1,000765	1,000765	5,61E-13	0,000763

Sehingga HIR (T ref) = 95,9551278 kJ

Data Komponen pada Suhu Referemce Berfase Liquid

Komponer	Tc (K)	Tn (K)	Tr (ref)	Tr (n)	Pc (bar)	ω
H2O	647,299	373,148	0,460606	0,576469	221,2	0,3440

Menghitung ΔHlv1

Komponer	Kgmol	Tr n	ΔHlv (T ref)	Tr op	ΔHlv (T op)
H2O	50,651	0,576	2.128.853,476	0,493	2.278.983,588
Total	50,651	0,576	2.128.853,476	0,493	2.278.983,588

Maka, H1 = ΔHlv - HR Tref + Hig + HR Top
= 3.265.546,361 kJ

>> Menghitung T2

Trial T2 = 284,32 C = 557,47 K

τ = 1,75

Komponen	kgmol	<Cpig>s/R	ΔSig
		(kJ/kgmol)	Kj
CO2	1,294,0	5,220	714,066
Methane	3,928	5,583	8,772
Ethane	0,372	9,337	7,305
Propane	0,220	13,522	8,603
n-Butane	0,055	17,705	3,218
i-Butane	0,055	17,875	3,261
n-pentane	0,041	21,867	3,216
C6+	0,041	25,975	4,004
H2O	50,651	4,161	-220,466
Total	1.349,34	121,245	531,979

Menghitung SR menggunakan persamaan Peng-Robinson

Data Pseudocritical Parameter Aliran

Komponen	Tpc (K)	Ppc	ω
CO2	291,622	70,676	0,229
Methane	0,555	0,135	0,000
Ethane	0,084	0,013	0,000
Propane	0,060	0,007	0,000
n-Butane	0,017	0,002	0,000
i-Butane	0,017	0,001	0,000

n-pentane	0,014	0,001	0,000
C6+	0,016	0,001	0,000
H2O	24,298	8,303	0,013
Total	316,684	79,140	0,242

$$\alpha = [1 + (0.37464 + 1.54226 \omega - 0.26992 \omega^2)(1 - Tr^{0.5})]^2$$

Tabel perhitungan S1R

Tr	Pr	α (Tr)
1,0083	0,0222	0,9940

$$\beta = \Omega \frac{Pr}{Tr} \quad ; \quad q = \frac{\psi \alpha(Tr)}{\Omega Tr} \quad ; \quad Z = 1 + \beta - q \beta \frac{Z - \beta}{(Z + \epsilon \beta)(Z + \sigma \beta)}$$

$$I = \frac{1}{\sigma - \epsilon} \ln \left(\frac{Z + \sigma \beta}{Z + \epsilon \beta} \right)$$

β	q	Zasumsi	Zhasil	Z-Z2=0	I
0,001718235	5,786402	0,990757	0,991735	0,000978	0,00173

Sehingga S1R

-195,08

Kj

Tabel perhitungan S2R

Tr	Pr	α (Tr)
1,7603	0,3816	0,7701

$$\beta = \Omega \frac{Pr}{Tr} \quad q = \frac{\psi \alpha(Tr)}{\Omega Tr} \quad Z = 1 + \beta - q \beta \frac{Z - \beta}{(Z + \epsilon \beta)(Z + \sigma \beta)}$$

$$I = \frac{1}{\sigma - \epsilon} \ln \left(\frac{Z + \sigma \beta}{Z + \epsilon \beta} \right)$$

β	q	Zasumsi	Zhasil	Z-Z2=0	I
0,016887008	2,567907	0,943327	0,973287	0,029961	0,017058

Sehingga S2R

-727,06

Kj

$$\Delta S = 0,00 \text{ KJ}$$

$$\text{diperoleh } T_{2,\text{isentrpic}} = 284,32 \text{ } ^\circ\text{C} = 557,47 \text{ K}$$

$$\tau = 1,869770658$$

Menghitug H2ig

Komponen	Kgmol	<Cpig>H	ΔH_{ig}
		(Kj/kgmol)	(kJ)
CO2	1.293,97	43,302	1,5,E+07
Methane	3,928	43,059	4,4,E+04
Ethane	0,372	68,975	6,7,E+03
Propane	0,220	98,689	5,6,E+03
n-Butane	0,055	129,456	1,8,E+03
i-Butane	0,055	130,084	1,9,E+03
n-pentane	0,041	159,853	1,7,E+03
C6+	0,041	189,805	2,0,E+03
H2O	50,651	34,612	4,5,E+05

Total	1.349,34	897,835	1,5E+07
--------------	----------	---------	---------

Menghitung H2R menggunakan persamaan Peng Robinson

Data Pseudocritical Parameter Aliran <2>

Komponen	Tpc	Ppc	ω
CO2	291,6225	70,67601	0,229194
Methane	0,555207	0,135111	3,2E-05
Ethane	0,084249	0,013472	2,73E-05
Propane	0,060446	0,006956	2,49E-05
n-Butane	0,017363	0,00155	8,21E-06
i-Butane	0,016665	0,00149	7,55E-06
n-pentane	0,014408	0,001036	7,79E-06
C6+	0,015583	0,00093	9,23E-06
H2O	24,29788	8,303259	0,012913
Total	316,68	79,13981	0,242223



$$\alpha = [1 + (0.37464 + 1.54226 \omega - 0.26992 \omega^2)(1 - Tr^{0.5})]^2$$

Tabel perhitungan

Tr	Pr	α (Tr)
1,7603	0,3816	0,5786

$$\beta = \Omega \frac{Pr}{Tr} \quad q := \frac{\psi \alpha (Tr)}{\Omega Tr} \quad Z = 1 + \beta - q \beta \frac{Z - \beta}{(Z + \epsilon \beta)(Z + \sigma \beta)}$$

$$I = \frac{1}{\sigma - \epsilon} \ln \left(\frac{Z + \sigma \beta}{Z + \epsilon \beta} \right)$$

β	q	Zasumsi	Zhasil	Z-Z2=0	I
0,016887008	1,929343	0,985505	0,985461	-4,3E-05	0,016851

Sehingga H2R (T op) = -490944,21 kJ

Data Pseudocritical Parameter

Komponen	Tpc	Ppc	ω
H2O	14,04	8,303259	0,012913
Total	14,04	8,303259	0,012913

Tabel perhitungan

Tr	Pr	α (Tr)
21,2289	0,1204	0,1791

β	q	Zasumsi	Zhasil	Z-Z2=0	I
0,000441939	0,049516	1,00042	1,00042	-1,7E-09	0,000442

Sehingga H2R (T ref) = 48,4539 kJ

Menghitung ΔHlv2

Komponen	kgmol	Tr n	ΔHlv (Tref)	Tr op	ΔHlv (T op)
H2O	50,651	0,576	2.128.853	0,861	1.393.170
Total	50,651	0,576	2.128.853	0,861	1.393.170

$$\begin{aligned}
 \text{Maka H2 isentropi} &= \Delta H_{lv} - H_{R \text{ Tref}} + H_{ig} + H_{R \text{ Top}} \\
 &= 15950567,35 \quad \text{kJ} \\
 \Delta H_{\text{isentropi}} &= 12685020,99 \quad \text{kJ} \\
 \text{Waktual} &= 16913361,32 \quad \text{kJ} \\
 \text{H2} &= 20178907,68 \quad \text{kJ} \\
 \text{diperoleh T2} &= \mathbf{358,75} \quad \text{C} = 631,90 \quad \text{K}
 \end{aligned}$$

Menghitung Enthalpi Aliran <2>

$$\tau = 2,119396$$

Menghitung H2ig

Komponen	Kgmol	<Cp>ig (Kj/kgmol)	ΔHig (kJ)
CO2	1.294,0	44,310	1,9,E+07
Methane	3,928	45,205	5,9,E+04
Ethane	0,372	73,209	9,1,E+03
Propane	0,220	104,894	7,7,E+03
n-Butane	0,055	137,375	2,5,E+03
i-Butane	0,055	138,159	2,5,E+03
n-pentane	0,041	169,573	2,3,E+03
C6+	0,041	201,264	2,8,E+03
H2O	50,651	34,990	5,9,E+05
Total	1.349,3	948,979	2,0,E+07

Menghitung H2R menggunakan persamaan Peng Robinson

Data Pseudocritical Parameter Aliran <2>

Komponen	Tpc (K)	Ppc	ω
CO2	291,62	70,68	0,23
Methane	0,56	0,14	0,00
Ethane	0,08	0,01	0,00
Propane	0,06	0,01	0,00
n-Butane	0,02	0,00	0,00
i-Butane	0,02	0,00	0,00
n-pentane	0,01	0,00	0,00
C6+	0,02	0,00	0,00
H2O	24,30	8,30	0,01
Total	316,68	79	0,24

$$\alpha = [1 + (0.37464 + 1.54226 \omega - 0.26992 \omega^2)(1 - T_r^{0.5})]^2$$

Tabel perhitungan

Tr	Pr	α (Tr)
1,9954	0,3816	0,4870

$$\beta = \Omega \frac{Pr}{Tr} \quad q_i = \frac{\psi \alpha (Tr)}{\Omega Tr} \quad Z = 1 + \beta - q\beta \frac{Z - \beta}{(Z + \epsilon \beta)(Z + \sigma \beta)}$$

$$I = \frac{1}{\sigma - \epsilon} \ln \left(\frac{Z + \sigma \beta}{Z + \epsilon \beta} \right)$$

β	q	Zasumsi	Zhasil	Z-Z2=0	I
0,014898032	1,432526	0,985462	0,99419	0,008728	0,014766

Sehingga H2R (T op) = -347311,7389 kJ

Data Pseudocritical Parameter

Komponen	Tpc	Ppc	ω
H2O	24,30	8,3033	0,0129
Total	24,30	8,3033	0,0129

Tabel perhiitungan

Tr	Pr	α (Tr)
12,2706	0,1204	0,0002

β	q	Zasumsi	Zhasil	Z-Z2 =0	I
0,000764576	7,61E-05	1,00042	1,000765	0,000344	0,000763

Sehingga H2R (T ref) = 95,9551 kJ

Menghitung ΔH_{lv2}

Komponen	kgmol	Tr n	ΔH_{lv} (Tref)	Tr op	ΔH_{lv} (T op)
H2O	50,65	0,576469	2.128.853	0,976	712.818,2
Total	50,65	0,576469	2.128.853	0,976	712.818,2

Maka H2 = $\Delta H_{lv} - HR_{Tref} + H_{ig} + HR_{Top}$
 = 20.178.907,680 kJ

Persamaan neraca energi Flue Gas Compressor (G-111) yaitu

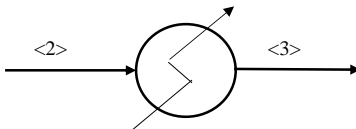
$H1 + W_s = H2$

Maka, $W_s = 16.913.361,319$ kJ

Tabel B.1 Neraca Energi Flue Gas Compressor (G-111)

Input (kJ/h)		Output (kJ/h)	
H1	3.265.546,361	H2	20.178.907,680
Ws	16.913.361,319		
Total	20.178.907,680	Total	20.178.907,680

2. Cooler (E-111)



Kondisi Operasi

Aliran <2>				Aliran <3>			
P2	=	30,2	bar	P3	=	30	bar
T2	=	358,75	C	T5	=	45	C
			=			318	K

Komponen	Tref	T op	Fraksi Mol	kgmol	Massa (kg)
CO2	Gas	Gas	0,959	1.293,972	56.947,323

Methane	Gas	Gas	0,003	3,928	63,025
Ethane	Gas	Gas	0,000	0,372	11,192
Propane	Gas	Gas	0,000	0,220	9,723
n-Butane	Gas	Gas	0,000	0,055	3,203
i-Butane	Gas	Gas	0,000	0,055	3,203
n-Pentane	Gas	Gas	0,000	0,041	2,987
C6+	Gas	Gas	0,000	0,041	3,568
H2O	Liquid	Gas	0,038	50,651	912,474
Total			1,000	1.349,337	57.956,697

Heat duty (Q) dari Heat Exchanger dapat ditentukan melalui persamaan:

$$\Delta H = H_{out} - H_{in} = Q$$

Persamaan neraca energi pada *Flue Gas Compressor Intercooler* (E-111) menjadi

$$H_2 = H_3 + Q$$

>> Menghitung Entalpi Aliran <2>

$$\tau = 2,119396113$$

Menghitung H2ig

Komponen	Kgmol	<Cp _{ig} >H (Kj/kgmol)	ΔH _{ig} (kJ)
CO2	1.294,0	44,310	1,91E+07
Methane	3,928	45,205	59.270,23
Ethane	0,372	73,209	9.094,101
Propane	0,220	104,894	7.719,280
n-Butane	0,055	137,375	2.526,261
i-Butane	0,055	138,159	2.540,673
n-pentane	0,041	169,573	2.343,023
C6+	0,041	201,264	2.780,903
H2O	50,651	34,990	591.481,0
Total	1.349,3	948,979	2,0,E+07

Menghitung H2R menggunakan persamaan Peng Robinson

Data Pseudocritical Parameter Aliran <2>

Komponen	T _{pc} (K)	P _{pc}	ω
CO2	291,62	70,68	0,23
Methane	0,56	0,14	0,00
Ethane	0,08	0,01	0,00
Propane	0,06	0,01	0,00
n-Butane	0,02	0,00	0,00
i-Butane	0,02	0,00	0,00
n-pentane	0,01	0,00	0,00
C6+	0,02	0,00	0,00
H2O	24,30	8,30	0,01
Total	316,68	79	0,24

$$\alpha = [1 + (0.37464 + 1.54226 \omega - 0.26992 \omega^2)(1 - Tr^{0.5})]^2$$

Tabel perhitungan

Tr	Pr	α (Tr)
1,9954	0,3816	0,4870

$$\beta = \Omega \frac{Pr}{Tr} \quad q = \frac{\psi \alpha(Tr)}{\Omega Tr} \quad Z = 1 + \beta - q\beta \frac{Z - \beta}{(Z + \epsilon \beta)(Z + \sigma \beta)}$$

$$I = \frac{1}{\sigma - \epsilon} \ln \left(\frac{Z + \sigma \beta}{Z + \epsilon \beta} \right)$$

β	q	Zasumsi	Zhasil	Z-Z2=0	I
0,014898032	1,432526	0,985505	0,994191	0,008686	0,014766

Sehingga H2R (T op) = -347305,42 kJ

Data Pseudocritical Parameter

Komponen	Tpc	Ppc	ω
H2O	24,30	8,3033	0,0129
Total	24,30	8,3033	0,0129

Tabel perhitungan

Tr	Pr	a (Tr)
12,2706	0,1204	0,0002

β	q	Zasumsi	Zhasil	Z-Z2=0	I
0,000764576	7,61E-05	1,00042	1,000765	0,000344	0,000763

Sehingga H2R (T ref) = 95,9551 kJ

Menghitung ΔHlv2

Komponen	kgmol	Tr n	ΔHlv (Tref)	Tr op	ΔHlv (T op)
H2O	50,651	0,576	2.128,853	0,976	712,818,2
Total	50,651	0,576	2.128,853	0,976	712,818,2

Maka H2 = ΔHlv - HR Tref + Hig + HR Top
= 20.178.907,680 kJ

>> Menghitung Entalpi Aliran <3>

τ = 1,067080329

Menghitung H3ig

Komponen	Kgmol	<Cp>ig>H (Kj/kgmol)	ΔHig (kJ)
CO2	1.294,0	37,892	980.626,7
Methane	3,928	35,707	2.805,512
Ethane	0,372	54,202	403,478
Propane	0,220	76,904	339,146
n-Butane	0,055	101,621	111,986
i-Butane	0,055	101,643	112,010
n-pentane	0,041	125,663	104,049
C6+	0,041	149,459	123,752
H2O	50,651	33,625	34.062,46
Total	1.349,3	716,716	1.018.689

Menghitung H3R menggunakan persamaan Peng Robinson

Data Pseudocritical Parameter Aliran <3>

Komponen	Tpc (K)	Ppc	ω
CO2	291,62	70,68	0,23
Methane	0,56	0,14	0,00
Ethane	0,08	0,01	0,00
Propane	0,06	0,01	0,00
n-Butane	0,02	0,00	0,00
i-Butane	0,02	0,00	0,00
n-pentane	0,01	0,00	0,00
C6+	0,02	0,00	0,00
H2O	24,30	8,30	0,01
Total	316,68	79	0,24

$$\alpha = [1 + (0.37464 + 1.54226 \omega - 0.26992 \omega^2)(1 - T_r^{0.5})]^2$$

Tabel perhitungan

Tr	Pr	a (Tr)
1,0046	0,3803	0,9966

$$\beta = \Omega \frac{Pr}{Tr} \quad q_i = \frac{\psi \alpha(Tr)}{\Omega Tr} \quad Z = 1 + \beta - q\beta \frac{Z - \beta}{(Z + \epsilon \beta)(Z + \sigma \beta)}$$

$$I = \frac{1}{\sigma - \epsilon} \ln \left(\frac{Z + \sigma \beta}{Z + \epsilon \beta} \right)$$

β	q	Zasumsi	Zhasil	Z-Z2=0	I
0,029491949	5,82277	0,847026	0,846344	-0,00068	0,033698

Sehingga H3R (T op) = -1.762.675,097 kJ

Data Pseudocritical Parameter

Komponen	Tpc	Ppc	ω
H2O	24,30	8,3033	0,0129
Total	24,30	8,3033	0,0129

Tabel perhitungan

Tr	Pr	a (Tr)
12,2706	0,1204	0,0002

β	q	Zasumsi	Zhasil	Z-Z2=0	I
0,000764576	7,61E-05	1,00042	1,000765	0,000344	0,000763

Sehingga H3R (T ref) = 95,9551 kJ

Menghitung ΔHlv3

Komponen	kgmol	Tr n	ΔHlv (Tref)	Tr op	ΔHlv (T op)
H2O	50,65	0,576469	2128853	0,491504	2282017
Total	50,65	0,576469	2128853	0,491504	2282017

Maka H3 = ΔHlv - HR Tref + Hig + HR Top

$$= 1.537.934,662 \text{ kJ}$$

Persamaan neraca energi Cooler (E-111) yaitu:

$$H_2 = H_3 + Q$$

$$\text{Maka, } Q = 18.640.973,018 \text{ kJ}$$

Tabel B.2 Neraca Energi Cooler (E-111)

Input (kJ/h)		Output (kJ/h)	
H2	20.178.907,680	H3	1.537.934,662
		Q	18.640.973,018
Total	20.178.907,680	Total	20.178.907,680

Menghitung kebutuhan air pendingin :

Dari HYSYS, diperoleh Cp H2O pada kondisi tersebut adalah = 77,72 kJ/kgmol. C

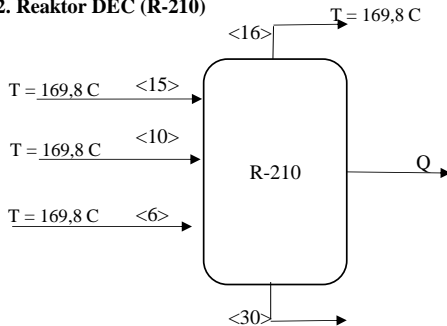
$$Q = m \cdot C_p \cdot \Delta T$$

$$18640973,02 = m \times 77,72 \times (40 - 25)$$

$$m = 15.989,855 \text{ kgmol}$$

$$m = 287.817,391 \text{ kg} = 490.596,428 \text{ lb}$$

2. Reaktor DEC (R-210)



Kondisi Operasi Aliran Masuk

	Aliran 6	Aliran 10	Aliran 15
T (C)	169,85	169,85	169,85
T (K)	443	443	443
P (bar)	30	30	30

Komponen	Arus Masuk (kmol)			Fraksi Mol Masuk		
	6	10	15	6	10	15
CO2	1.925,660	0,000	0,000	0,994	0,000	0,000
Methane	5,992	0,000	0,000	0,003	0,000	0,000
Ethane	0,546	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Propane	0,287	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
n-Butane	0,052	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
i-Butane	0,022	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000

n-Pentane	0,011	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
C6+	0,009	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
H2O	4,234	0,000	605,945	0,002	0,000	0,050
Etilen Karbonat	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Etanol	0,000	0,000	11.512,96	0,000	0,000	0,950
Etilen Glikol	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
DEC	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Etilen Oksida	0,000	2.302,591	0,000	0,000	1,000	0,000
Cellosolve	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Total	1.936,813	2.302,591	12.118,91	1,000	1,000	1,000

Untuk perhitungan neraca energi dengan adanya reaksi dapat dilakukan dengan cara berikut:

- Menghitung panas sensibel dengan membawa reaktan dari kondisi awal menuju kondisi referensi
- Menghitung panas reaksi pada keadaan standar ($T = 25\text{ }^{\circ}\text{C}$)
- Menghitung panas sensible dari produk dengan membawanya dari kondisi referensi menuju kondisi akhir atau kondisi keluaran reaktor

Langkah-langkah di atas dapat ditulis dalam rumus sebagai berikut:

$$Q = \Delta H = \Delta H_R^0 + \Delta H_{298}^0 + \Delta H_P^0$$

dimana (ΔH_{298}^0) dapat dihitung dengan cara:

$$\Delta H_{298}^0 = \Delta H_f^0 \text{ produk} - \Delta H_f^0 \text{ reaktan}$$

Berikut ini reaksi yang terjadi dalam reaktor R-210 beserta jumlah mol komponen yang bereaksi

- (1) Reaksi pembentukan Etilen karbonat dari Etilen oksida dan CO2

C2H4O (EO)	+	CO2 -->	C3H4O3 (EC)
2.302,591		1.925,657	0,000
1.925,657		1.925,657	1.925,657
376,934		0,000	1.925,657

- (2) Reaksi pembentukan dietil karbonat dan etilen glikol dari etilen karbonat dan etanol

C3H4O3 (EC)	+	2C2H6O (Etanol -->	C5H10O3 (DEC)	+	C2H6O2 (EG)
1925,657233		11512,95727	0		0
244,9436		489,8872	244,9436		244,9436
1680,713633		11023,07007	244,9436		244,9436

- (3) Reaksi pembentukan cellosolve dari etilen oksida dan etanol

C2H4O (EO)	+	H6O (Etan-->	C4H10O2
376,9342213		11023,07	0
18,84671106		18,84671	18,84671
358,0875102		11004,22	18,84671

Komponen	Aliran 30	Fraksi mol
CO2	0,000	0,000
Methane	5,992	0,000
Ethane	0,546	0,000
Propane	0,287	0,000

n-Butane	0,052	0,000
i-Butane	0,022	0,000
n-Pentane	0,011	0,000
C6+	0,009	0,000
H2O	610,179	0,043
Etilen Karbonat	1.680,714	0,119
Etanol	11.004,223	0,777
Etilen Glikol	244,944	0,017
DEC	244,944	0,017
Etilen Oksida	358,088	0,025
Cellosolve	18,847	0,001
Total	14.168,856	1,000

>> Menghitung Enthalpi Reaktan

Menghitung Enthalpi Aliran <6>

P = 30 bar

T = 442,95 K

τ = 1,009940331

Komponen	T ref	T op	Fraksi Mol	kgmol
CO2	gas	gas	0,994	1.925,660
Methane	gas	gas	0,003	5,992
Etabe	gas	gas	0,000	0,546
Propane	gas	gas	0,000	0,287
n-Butane	gas	gas	0,000	0,052
i-Butane	gas	gas	0,000	0,022
n-Pentane	gas	gas	0,000	0,011
C6+	gas	gas	0,000	0,009
H2O	liquid	liquid	0,002	4,234
Etilen Karbonat	liquid	liquid	0,000	0,000
Etanol	liquid	liquid	0,000	0,000
Etilen Glikol	liquid	liquid	0,000	0,000
DEC	liquid	liquid	0,000	0,000
Etilen Oksida	gas	gas	0,000	0,000
Cellosolve	liquid	liquid	0,000	0,000
Total			1,000	1.936,813

Menghitung H6^{ig}

Komponen	Kgmol	<Cp _{ig} >H	ΔH_{ig}
		(kJ/kgmol)	(kJ)
CO2	1925,66	37,2428	1,0,E+07
Methane	5,99	35,1577	3,1,E+04
Ethane	0,55	53,0829	4.197,151
Propane	0,29	75,2462	3.131,665
n-Butane	0,05	99,5013	751,774
i-Butane	0,02	99,4742	314,742
n-pentane	0,01	123,0587	189,747
C6+	0,01	146,3840	189,229
H2O	4,23	33,5823	2,1,E+04

Etilen Karbonat	0,00	2192,0791	0,000
Etanol	0,00	2229,9472	0,000
Etilen Glikol	0,00	1031,2264	0,000
DEC	0,00	1684,0506	0,000
Etilen Oksida	0,00	1457,5118	0,000
Cellosolve	0,00	2032,8101	0,000
Total	1936,81	11330,3553	1,0,E+07

Data Pseudocritical Parameter Aliran 6

Komponen	Tpc (K)	Ppc (bar)	ω
CO2	302,3489	73,27562	0,237624
Methane	0,589959	0,143568	3,4E-05
Ethane	0,08611	0,013769	2,79E-05
Propane	0,054893	0,006317	2,26E-05
n-Butane	0,011455	0,001023	5,41E-06
i-Butane	0,004604	0,000412	2,08E-06
n-Pentane	0,002582	0,000186	1,4E-06
C6+	0,002341	0,00014	1,39E-06
H2O	1,414917	0,483516	0,000752
Etilen Karbonat	0,000	0,000	0,000
Etanol	0,000	0,000	0,000
Etilen Glikol	0,000	0,000	0,000
DEC	0,000	0,000	0,000
Etilen Oksida	0,000	0,000	0,000
Cellosolve	0,000	0,000	0,000
Total	304,5158	73,92455	0,238471

$$\alpha = [1 + (0.37464 + 1.54226 \omega - 0.26992 \omega^2)(1 - Tr^{0.5})]^2$$

Tabel perhitungan

Tr	Pr	$a(T_r)$
1,4546	0,4058	0,7228

$$\beta = \frac{Pr}{Tr} \quad q := \frac{\psi \alpha(T_r)}{\Omega Tr} \quad Z = 1 + \beta - q\beta \frac{Z - \beta}{(Z + \epsilon \beta)(Z + \sigma \beta)}$$

$$I = \frac{1}{\sigma - \epsilon} \ln \left(\frac{Z + \sigma \beta}{Z + \epsilon \beta} \right)$$

β	q	Zasumsi	Zhasil	Z-Z2=0	I
0,021733273	2,916591	0,96011	0,959972	-0,00014	0,022146

Sehingga H6R (T op) = -1145307,30 kJ

Data Pseudocritical Parameter

Komponen	kgmol	Tpc (K)	Ppc(bar)	ω
H2O	4,233637054	647,299	73,7	0,344
Etilen Karbonat	0	0	0	0
Etanol	0	0	0	0
Etilen Glikol	0	0	0	0
DEC	0	0	0	0
Cellosolve	0	0	0	0

Total	4,233637054	647,299	73,7	0,344
-------	-------------	---------	------	-------

Tabel Perhitungan

Tr	Pr	a (Tr)
0,460606304	0,013568521	1,6399

β	q	Zasumsi	Zhasil	Z-Z2 =0	I
0,002294775	20,89758	0,952395	0,952304	-9,1E-05	0,002404

Sehingga H6R (T ref) = -1.364,127 kJ

Data Komponen pada Suhu Reference Berfasa Liquid

Komponen	Tc (K)	Tn (K)	Tr (ref)	Tr (n)	Pc (bar)	ω
H2O	647,299	373,15	0,460606	0,576472	221,2	0,344
Etilen Karbonat	635,25	519,85	0,469343	0,818339	61,42	0,089
Etanol	513,95	351,4	0,580115	0,683724	61,47	0,6444
Etilen Glikol	702,05	470,35	0,424685	0,669967	65,15	0,56
DEC	576,05	399,95	0,517577	0,694297	33,9	0,4848
Cellosolve	567,05	408,15	0,525791	0,719778	42,3	0,7591

Sumber : HYSYS V8.8

Menghitung ΔH_{lv6}

Komponen	kgmol	Tr n	ΔH_{lv} (Tref)	Tr op	ΔH_{lv} (T op)
H2O	4,234	0,576	177.943,3	0,684	159.143,3
Etilen Karbonat	0,000	0,818	0,000	0,697	0,000
Etanol	0,000	0,684	0,000	0,862	0,000
Etilen Glikol	0,000	0,670	0,000	0,631	0,000
DEC	0,000	0,694	0,000	0,769	0,000
Cellosolve	0,000	0,720	0,000	0,781	0,000
Total	4,234	4,163	177.943,3	4,424	159.143,3

Maka, H6 = $\Delta H_{lv} - HR_{Tref} + H_{ig} + HR_{Top}$
= 9.459.671,377 kJ

Menghitung Enthalpi Aliran <10>

P = 30 bar
T = 443 K
 τ = 1,48566158

Komponen	T ref	T op	Fraaksi Mol	kgmol
CO2	gas	gas	0,000	0,000
Methane	gas	gas	0,000	0,000
Etabe	gas	gas	0,000	0,000
Propane	gas	gas	0,000	0,000
n-Butane	gas	gas	0,000	0,000
i-Butane	gas	gas	0,000	0,000
n-Pentane	gas	gas	0,000	0,000
C6+	gas	gas	0,000	0,000
H2O	liquid	gas	0,000	0,000

Etilen Karbonat	liquid	gas	0,000	0,000
Etanol	liquid	gas	0,000	0,000
Etilen Glikol	liquid	gas	0,000	0,000
DEC	liquid	gas	0,000	0,000
Etilen Oksida	gas	gas	1,000	2.302,591
Cellosolve	liquid	gas	0,000	0,000
Total			1,000	2.302,591

Menghitung $H10^{ig}$

Komponen	Kgmol	<Cp _{ig} >H	ΔH _{ig}
		(kJ/kgmol)\	(kJ)
CO ₂	0,000	41,302	0,000
Methane	0,000	39,626	0,000
Ethane	0,000	62,126	0,000
Propane	0,000	88,614	0,000
n-Butane	0,000	116,588	0,000
i-Butane	0,000	116,946	0,000
n-pentane	0,000	144,051	0,000
C ₆ +	0,000	171,164	0,000
H ₂ O	0,000	34,078	0,000
Etilen Karbonat	0,000	3.379,621	0,000
Etanol	0,000	3.298,302	0,000
Etilen Glikol	0,000	1.939,353	0,000
DEC	0,000	2.709,410	0,000
Etilen Oksida	2.302,6	458,174	152.762.127,40
Cellosolve	0,000	3.140,715	0,000
Total	2.302,6	15.740,068	152.762.127,40

Data Pseudocritical Parameter Aliran 10

Komponen	T _{pc} (K)	P _{pc} (bar)	ω
CO ₂	0,000	0,000	0,000
Methane	0,000	0,000	0,000
Ethane	0,000	0,000	0,000
Propane	0,000	0,000	0,000
n-Butane	0,000	0,000	0,000
i-Butane	0,000	0,000	0,000
n-Pentane	0,000	0,000	0,000
C ₆ +	0,000	0,000	0,000
H ₂ O	0,000	0,000	0,000
Etilen Karbonat	0,000	0,000	0,000
Etanol	0,000	0,000	0,000
Etilen Glikol	0,000	0,000	0,000
DEC	0,000	0,000	0,000
Etilen Oksida	469,000	71,900	0,202
Cellosolve	0,000	0,000	0,000
Total	469,000	71,900	0,202

$$\alpha = [1 + (0.37464 + 1.54226 \omega - 0.26992 \omega^2)(1 - Tr^{0.5})]^2$$

Tabel perhitungan

Tr	Pr	a (Tr)
0,9445	0,4172	1,0384

$$\beta = \Omega \frac{Pr}{Tr} \quad q = \frac{\psi \alpha (Tr)}{\Omega Tr} \quad Z = 1 + \beta - q\beta \frac{Z - \beta}{(Z + \epsilon \beta)(Z + \sigma \beta)}$$

$$I = \frac{1}{\sigma - \epsilon} \ln \left(\frac{Z + \sigma \beta}{Z + \epsilon \beta} \right)$$

β	q	Zasumsi	Zhasil	Z-Z2=0	I
0,034415015	6,453405	0,785459	0,785391	-6,8E-05	0,042029

Sehingga H10R (T op) = -5.636.263,930 kJ

H10R (T ref) = 0 kJ

Maka, H1C = $\Delta H_{lv} - HR_{Tref} + H_{ig} + HR_{Top}$
= 147.125.863,475 kJ

Menghitung Enthalpi Aliran <15>

P = 30 bar

T = 443 K

τ = 1,48566158

Komponen	T ref	T op	Fraksi Mol	kgmol
CO2	gas	liquid	0,000	0,000
Methane	gas	liquid	0,000	0,000
Etabe	gas	liquid	0,000	0,000
Propane	gas	liquid	0,000	0,000
n-Butane	gas	liquid	0,000	0,000
i-Butane	gas	liquid	0,000	0,000
n-Pentane	gas	liquid	0,000	0,000
C6+	gas	liquid	0,000	0,000
H2O	liquid	liquid	0,050	605,945
Etilen Karbonat	liquid	liquid	0,000	0,000
Etanol	liquid	liquid	0,950	11.512,960
Etilen Glikol	liquid	liquid	0,000	0,000
DEC	liquid	liquid	0,000	0,000
Etilen Oksida	gas	liquid	0,000	0,000
Cellosolve	liquid	liquid	0,000	0,000
Total			1,000	12.118,905

Menghitung H15

Komponen	Kgmol	$\int C_p dT$	ΔH
		(KJ/kgmol. K)	(kJ)
H2O	605,945	9.178,899	805.364.429,215
Etanol	11.513	6.754,658	11.260.533.108,613
Total	12.119	15.933,557	12.065.897.537,829

Menghitung H15R menggunakan persamaan Peng-Robinson
Data Pseudocritical Parameter Aliran <15>

Komponen	Tpc (K)	Ppc (bar)	ω
H2O	32,36494	11,06	0,0172
Etanol	488,205	58,3965	0,6118
Total	520,5699	69,4565	0,629

$$\alpha = [1 + (0.37464 + 1.54226 \omega - 0.26992 \omega^2)(1 - T_r^{0.5})]^2$$

Tabel perhitungan

Tr	Pr	a (Tr)
0,8509	0,4319	1,2012

$$\beta = \Omega \frac{Pr}{Tr} \quad q := \frac{\psi \alpha (Tr)}{\Omega Tr} \quad Z = 1 + \beta - q \beta \frac{Z - \beta}{(Z + \epsilon \beta)(Z + \sigma \beta)}$$

$$I = \frac{1}{\sigma - \epsilon} \ln \left(\frac{Z + \sigma \beta}{Z + \epsilon \beta} \right)$$

β	q	Zasumsi	Zhasil	Z-Z2=0	I
0,039543055	8,286362	0,563491	0,563343	-0,00015	0,065779

Sehingga H15R (T op) = -71.439.265,829 kJ

H15R (T ref) = 0 kJ

ΔH_{lv} = 0 kJ

Maka H15 = $\Delta H_{lv} - H_{R \text{ Tref}} + \Delta H + H_{R \text{ Top}}$
= 11.994.458.272,000 kJ

Sehingga Hreaktan = 12.151.043.806,852 kJ

>> Menghitung Enthapi Reaksi

Rx	Reaktan		Produk		ΔH298(kJ)
	Komponen	kgmol	Komponen	kgmol	
1	CO2	1.925,660	Etilen Karbonat	1.925,657	1.764.240.979
	Etilen Oksida	2.302,591			
2	Etilen Karbonat	1.925,657	DEC	244,944	9.573.684.383
	Etanol	11.512,957	Etilen Glikol	244,944	
3	Etilen Oksida	376,934	Cellosolve	18,847	9.104.827.559
	Etanol	11.023,070			
Total					2.044.275.292

>> Menghitung Enthapi Produk

Menghitung Enthapi Aliran <16>

P = 30 bar

T = 443 K

τ = 1,48566158

Komponen	T ref	T op	Fraksi Mol	kgmol
CO2	gas	liquid	0,00	0,00

Methane	gas	liquid	0,00	5,99
Etabe	gas	liquid	0,00	0,55
Propane	gas	liquid	0,00	0,29
n-Butane	gas	liquid	0,00	0,05
i-Butane	gas	liquid	0,00	0,02
n-Pentane	gas	liquid	0,00	0,01
C6+	gas	liquid	0,00	0,01
H2O	liquid	liquid	0,05	610,18
Etilen Karbonat	liquid	liquid	0,14	1.680,71
Etanol	liquid	liquid	0,91	11.004,22
Etilen Glikol	liquid	liquid	0,02	244,94
DEC	liquid	liquid	0,02	244,94
Etilen Oksida	gas	liquid	0,03	358,09
Cellosolve	liquid	liquid	0,00	18,85
Total			1,17	14.168,86

Menghitung H16

Komponen	Kgmol	Tb	<Cp>ig	∫ Cp dT	ΔH
		(K)	kJ/kmol.K	(kJ/kgmol)	(kJ)
CO2	0,0	194,67	4,97E+00	0E+00	0,00E+00
Methane	6,0	111,66	4,77E+00	0E+00	2,37E+02
Ethane	0,5	184,55	7,47E+00	0E+00	3,39E+01
Propane	0,3	231,11	1,07E+01	0E+00	2,55E+01
n-Butane	0,1	272,65	1,40E+01	0E+00	6,08E+00
i-Butane	0,0	261,43	1,41E+01	0E+00	2,56E+00
n-Pentane	0,0	309,22	1,73E+01	0E+00	1,53E+00
C6+	0,0	341,88	2,06E+01	0E+00	1,53E+00
H2O	610,2	373,15	0,00E+00	2E+05	1,09E+08
Etilen Karbonat	1680,7	511,15	0,00E+00	8E+05	1,34E+09
Etanol	11004,2	351,49	0,00E+00	7E+05	8,17E+09
Etilen Glikol	244,9	470,45	0,00E+00	9E+05	2,12E+08
DEC	244,9	399,95	0,00E+00	2E+06	4,45E+08
Etilen Oksida	358,1	283,85	2,87E+02	0E+00	8,56E+05
Cellosolve	18,8	408,15	0,00E+00	2E+06	2,97E+07
Total	14168,9				1,03E+10

Menghitung H16R menggunakan persamaan Peng-Robinson

Data Pseudocritical Parameter Aliran <16>

Komponen	Tpc	Ppc	ω
CO2	0	0	0
Methane	0,094286	0,022945	5,44E-06
Etabe	0,013762	0,002201	4,46E-06
Propane	0,008773	0,00101	3,61E-06
n-Butane	0,001831	0,000163	8,65E-07
i-Butane	0,000736	6,58E-05	3,33E-07
n-Pentane	0,000413	2,97E-05	2,23E-07
C6+	0,000374	2,23E-05	2,22E-07
H2O	32,59107	11,13727	0,01732
Etilen Karbonat	111,7803	9,388993	0,058525

Etanol	466,6321	55,81607	0,584766
Etilen Glikol	14,18861	1,316832	0,011319
DEC	11,64194	0,685176	0,009803
Etilen Oksida	13,85794	2,12449	0,005969
Cellosolve	0,88177	0,065783	0,00118
Total	651,6939	80,56105	0,688896

$$\alpha = [1 + (0.37464 + 1.54226 \omega - 0.26992 \omega^2)(1 - T_r^{0.5})]^2$$

Tabel perhitungan

Tr	Pr	a (Tr)
0,6797	0,3724	1,5124

$$\beta = \frac{\Omega Pr}{Tr} \quad q := \frac{\psi \alpha(Tr)}{\Omega Tr} \quad Z = 1 + \beta - q\beta \frac{Z - \beta}{(Z + \epsilon \beta)(Z + \sigma \beta)}$$

$$I = \frac{1}{\sigma - \epsilon} \ln \left(\frac{Z + \sigma \beta}{Z + \epsilon \beta} \right)$$

β	q	Zasumsi	Zhasil	Z-Z2=0	I
0,04267982	13,061	0,625475	0,308978	-0,3165	0,122581

$$\text{Shingga H16R (T op)} = -209112640,77 \quad \text{kJ}$$

Data Pseudocritical Parameter

Komponen	kgmol	Tpc (K)	Ppc (bar)	ω
CO2	0,000	0	0	0
Methane	5,992	3,130464	0,761805	0,000181
Etane	0,546	0,45692	0,073063	0,000148
Propane	0,287	0,291275	0,033519	0,00012
n-Butane	0,052	0,060783	0,005427	2,87E-05
i-Butane	0,022	0,024431	0,002184	1,11E-05
n-Pentane	0,011	0,0137	0,000985	7,41E-06
C6+	0,009	0,012422	0,000741	7,35E-06
Etilen Oksida	358,088	460,1098	70,53709	0,198171
Total	365,006	464,0998	71,41481	0,198674

Tabel Perhitungan

Tr	Pr	a (Tr)
0,6424	0,0140	1,2838

β	q	Zasumsi	Zhasil	Z-Z2=0	I
0,001697953	11,72982	0,981504	0,981511	6,81E-06	0,001727

$$\text{Shingga H16R (T ref)} = -45.405,363 \quad \text{Kj}$$

Data Komponen pada Suhu Reference Berfasa Gas

Komponen	Tc (K)	Tn (K)	Tr (ref)	Tr (n)	Pc (bar)	ω
CO2	304,1	194,6	0,980434	0,639921	73,7	0,2389
Methane	190,7	111,65	1,56345	0,585475	46,41	0,0115
Etane	305,43	184,55	0,976165	0,60423	48,84	0,0986
Propane	369,9	231,05	0,806029	0,624628	42,57	0,1524

n-Butane	425,15	272,648	0,701282	0,641298	37,97	0,201
i-Butane	408,05	261,42	0,73067	0,640657	36,48	0,1848
n-Pentane	469,65	309,21	0,634834	0,658384	33,75	0,2539
C6+	507,85	341,88	0,587083	0,673191	30,32	0,3007
Etilen Oksida	468,85	283,55	0,635918	0,604778	71,91	0,202

Menghitung ΔH_{lv16}

Komponen	kgmol	Tr n	ΔH_{lv} (Tref)	Tr op	ΔH_{lv} (T op)
CO2	0,000	0,640	0,000	1,457	0,000
Methane	5,992	0,585	49.793,75	2,323	1.055.126,680
Ethane	0,546	0,604	8.075,854	1,450	11.339,317
Propane	0,287	0,625	5.406,165	1,197	997,412
n-Butane	0,052	0,641	1.173,831	1,042	4,118
i-Butane	0,022	0,641	463,113	1,086	10,597
n-Pentane	0,011	0,658	275,805	0,943	2,461
C6+	0,009	0,673	258,831	0,872	21,872
Etilen Oksida	358,088	0,605	9.247.202	0,945	52.134,720
Total	365,006	5,673	9.312.649	11,315	1.119.637,178

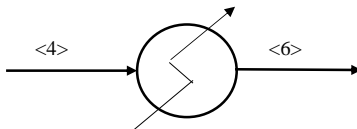
$$\begin{aligned} \text{Maka } H_{16} &= \Delta H_{lv} - HR_{Tref} + \Delta H + HR_{Top} + H_{reaksi} \\ &= 12.142.245.200,377 \quad \text{kJ} \end{aligned}$$

$$\text{Sehingga } H_{produk} = 12.142.245.200,377 \quad \text{kJ}$$

Tabel B.3 Neraca Energi Reaktor DEC (R-210)

Input (kJ/h)		Output (kJ/h)	
H6	9.459.671,377	H16	12.142.245.200,377
H10	147.125.863,475	Q	8.798.606,475
H15	11.994.458.272,000		
Total	12.151.043.806,852	Total	12.151.043.806,852

3. Heater (E-112)



Kondisi Operasi

Aliran <4>			Aliran <6>		
P4 =	30,1	bar	P6 =	30	bar
T4 =	45,00	C = 318,15 K	T6 =	169,8	C = 442,95 K

Komponen	Tref	T op	Fraksi Mol	kgmol	Massa (kg)
CO2	Gas	Gas	0,994	1.925,660	84.748,297
Methane	Gas	Gas	0,003	5,992	96,109
Ethane	Gas	Gas	0,000	0,546	16,420
Propane	Gas	Gas	0,000	0,287	12,675
n-Butane	Gas	Gas	0,000	0,052	3,033
i-Butane	Gas	Gas	0,000	0,022	1,270

n-Pentane	Gas	Gas	0,000	0,011	0,768
C6+	Gas	Gas	0,000	0,009	0,769
H2O	Liquid	Gas	0,002	4,234	76,290
Total			1,000	1.936,813	84.955,632

Heat duty (Q) dari Heat Exchanger dapat ditentukan melalui persamaan:

$$\Delta H = H_{out} - H_{in} = Q$$

Persamaan neraca energi pada *Heater* (E-112) menjadi

$$H_4 + Q = H_6$$

>> Menghitung Entalpi Aliran <4>

$$\tau = 1,067080329 \quad 10$$

Menghitung H4ig

Komponen	Kgmol	<Cp> _{ig} H (kJ/kgmol)	ΔH _{ig} (kJ)
CO2	1.925,7	58,889	2.267.996
Methane	5,992	78,871	9.451,642
Ethane	0,546	118,049	1.289,215
Propane	0,287	159,414	916,384
n-Butane	0,052	204,591	213,504
i-Butane	0,022	202,125	88,334
n-pentane	0,011	250,309	53,309
C6+	0,009	293,515	52,407
H2O	4,234	49,098	4.157,266
Total	1.936,8	1.414,861	2.284.218

Menghitung H4R menggunakan persamaan Peng Robinson

Data Pseudocritical Parameter Aliran <4>

Komponen	T _{pc} (K)	P _{pc}	ω
CO2	302,35	73,28	0,24
Methane	0,59	0,14	0,00
Ethane	0,09	0,01	0,00
Propane	0,05	0,01	0,00
n-Butane	0,01	0,00	0,00
i-Butane	0,00	0,00	0,00
n-pentane	0,00	0,00	0,00
C6+	0,00	0,00	0,00
H2O	1,41	0,48	0,00
Total	304,52	74	0,24

$$\alpha = [1 + (0.37464 + 1.54226 \omega - 0.26992 \omega^2)(1 - T_r^{0.5})]^2$$

Tabel perhitungan

Tr	Pr	a (Tr)
1,0448	0,4072	0,9681

$$\beta = \Omega \frac{Pr}{Tr} \quad q = \frac{\psi \alpha (Tr)}{\Omega Tr} \quad Z = 1 + \beta - q \beta \frac{Z - \beta}{(Z + \epsilon \beta)(Z + \sigma \beta)}$$

$$r = 1 - \frac{1}{1 + \sigma \beta}$$

$$I = \frac{1}{\sigma - \varepsilon} \ln \left(\frac{\sigma}{Z + \varepsilon \beta} \right)$$

β	q	Zasumsi	Zhasil	Z-Z2=0	I
0,030359398	5,438609	0,857011	0,856615	-0,0004	0,034255

Sehingga H4R (T op) = -2.396.286,851 kJ

Data Pseudocritical Parameter

Komponen	Tpc	Ppc	ω
H2O	1,41	0,48	0,00
Total	1,41	0,483516	0,000752

Tabel perhiitungan

Tr	Pr	a (Tr)
210,7191	2,0682	16,6413

β	q	Zasumsi	Zhasil	Z-Z2=0	I
0,000764579	0,463542	1,00042	1,000411	-9E-06	0,000764

Sehingga H4R (T ref) = 2,5519 kJ

Menghitung ΔHlv4

Komponen	kgmol	Tr n	ΔHlv (Tref)	Tr op	ΔHlv (T op)
H2O	4,23	0,576469	177940,8	0,491504	190743
Total	4,23	0,576469	177940,8	0,491504	190743

Maka H4 = ΔHlv - HR Tref + Hig + HR Top
= 78.671,377 kJ

>> Menghitung Entalpi Aliran <6>

τ = 1,48566158

Menghitung H3ig

Komponen	Kgmol	<Cpig>H (kJ/kgmol)	ΔHig (kJ)
CO2	1,925,7	37,222	1,0,E+07
Methane	5,992	40,601	35.226,17
Ethane	0,546	64,634	5.110,474
Propane	0,287	92,593	3.853,610
n-Butane	0,052	121,731	919,726
i-Butane	0,022	122,314	387,009
n-pentane	0,011	150,412	231,923
C6+	0,009	178,743	231,059
H2O	4,234	34,504	21.152,01
Total	1.936,8	842,753	1,0,E+07

Menghitung H3R menggunakan persamaan Peng Robinson

Data Pseudocritical Parameter Aliran <3>

Komponen	Tpc (K)	Ppc	ω
-----------------	----------------	------------	----------

CO2	302,35	73,28	0,24
Methane	0,59	0,14	0,00
Ethane	0,09	0,01	0,00
Propane	0,05	0,01	0,00
n-Butane	0,01	0,00	0,00
i-Butane	0,00	0,00	0,00
n-pentane	0,00	0,00	0,00
C6+	0,00	0,00	0,00
H2O	1,41	0,48	0,00
Total	304,52	74	0,24

$$\alpha = [1 + (0.37464 + 1.54226 \omega - 0.26992 \omega^2)(1 - Tr^{0.5})]^2$$

Tabel perhitungan

Tr	Pr	a (Tr)
1,4546	0,4058	0,7228

$$\beta = \frac{Pr}{Tr} \quad q := \frac{\psi \alpha(Tr)}{\Omega Tr} \quad Z = 1 + \beta - q\beta \frac{Z - \beta}{(Z + \epsilon \beta)(Z + \sigma \beta)}$$

$$I = \frac{1}{\sigma - \epsilon} \ln \left(\frac{Z + \sigma \beta}{Z + \epsilon \beta} \right)$$

β	q	Zasumsi	Zhasil	Z-Z2=0	I
0,021733273	2,916591	0,96011	0,959972	-0,00014	0,022146

$$\text{Sehingga H6R (T op)} = -1.145.307,296 \quad \text{kJ}$$

Data Pseudocritical Parameter

Komponen	Tpc	Ppc	ω
H2O	1,41	0,48	0,00
Total	1,41	0,483516	0,000752

Tabel perhitungan

Tr	Pr	a (Tr)
210,7191	2,0682	16,6413

β	q	Zasumsi	Zhasil	Z-Z2=0	I
0,000764579	0,463542	1,00042	1,000411	-9E-06	0,000764

$$\text{Sehingga H6R (T ref)} = 2,5519 \quad \text{kJ}$$

Menghitung ΔH_{lv6}

Komponen	kgmol	Tr n	ΔH_{lv} (Tref)	Tr op	ΔH_{lv} (T op)
H2O	4,23	0,576469	177940,8	0,684305	159140,6
Total	4,23	0,576469	177940,8	0,684305	159140,6

$$\begin{aligned} \text{Maka H6} &= \Delta H_{lv} - H_R \text{ Tref} + H_{ig} + H_R \text{ Top} \\ &= 9.459.671,377 \quad \text{kJ} \end{aligned}$$

Persamaan neraca energi Heater (E-112) yaitu:

$$H4 + Q = H6$$

$$\text{Maka, } Q = 9.381.000,000 \text{ kJ}$$

Tabel B.3 Neraca Energi Heater (E-112)

Input (Kj/h)		Output (Kj/h)	
H4	78.671,377	H6	9.459.671,377
Q	9.381.000,000		
Total	9.459.671,377	Total	9.459.671,377

APPENDIKS C SPESIFIKASI ALAT

1. Ethanol Storage (F-111)

Fungsi : Menyimpan feed etanol

Kondisi Operasi :

$$\begin{array}{rclcl} P \text{ operas} & = & 14,7 & (\text{atmosferik}) & = & 1,013 \text{ bar} \\ T \text{ operas} & = & 30 & C & = & 86 \text{ F} \end{array}$$

Yang akan dihitung spesifikasi tangki meliputi bentuk, diameter, tebal, volume, jumlah, dan bahan konstruksi bejana.

Perhitungan

Data konversi :

$$\begin{array}{rclcl} 1 \text{ ft} & = & 12 & \text{in} & \\ 1 \text{ m}^3 & = & 35,3147 & \text{ft}^3 & \\ 1 \text{ lb/ft}^3 & = & 16019 & \text{kg/m}^3 & = & 0,0006 \text{ lb/in}^3 \\ \text{Feed} & = & 116994,00 & \text{kg/jam} & \\ \text{Jumlah tangki} & = & 3 & \text{buah} & \end{array}$$

Kapasitas penyimpanan etanol ditetapkan = 3 hari

$$\begin{array}{rclcl} \rho & = & 802,7 & \text{kg/m}^3 & = & 50,11 \text{ lb/ft}^3 \\ \text{Volume etanol} & = & 3703,1 & \text{m}^3 & = & 130773 \text{ ft}^3 \end{array}$$

a. Menghitung Dimensi Tangki

Ditetapkan ruang kosong 30% dari volume larutan, sehingga volume tanki

$$\begin{array}{rcl} V \text{ tangki} & = & 1,3 \times 130773 \text{ ft}^3 \\ & = & 170.005,15 \text{ ft}^3 \\ & = & 30.279,28 \text{ bbl} \end{array}$$

Aumsi $H/Ld = 1,5$

$$\begin{array}{rclcl} V \text{ total} & = & \text{Volume silinder} + 2 \times \text{Volume tutup} \\ 170.005,15 & = & \frac{\pi ID^2 H}{4} + 2 \times (0,000049) ID^3 \\ & = & 1,178 ID^3 \\ ID & = & 52,45 \text{ ft} = 629,4 \text{ in} = 15,987 \text{ m} \\ H & = & 78,676 \text{ ft} = 944,11 \text{ in} = 23,98 \text{ m} \end{array}$$

Standarisasi menggunakan Appendix E Brownell & Young

$$\begin{array}{rclcl} ID & = & 70 \text{ ft} = 840 \text{ in} = 21,336 \text{ m} \\ H & = & 48 \text{ ft} = 576 \text{ in} = 14,63 \text{ m} \\ V_t & = & 32900 \text{ bbl} = 184719 \text{ ft}^3 \end{array}$$

Dengan dimensi tersebut dan volume larutan aktual maka didapatkan tinggi liquid dalam shell sebesar

$$H \text{ liquid} = 33,998 \text{ ft} = 407,98 \text{ in} = 10,363 \text{ m}$$

b. Menghitung Tekanan Desain

Karena ethanol merupakan komponen yang mudah menguap (*volatile*) maka tekanan uap juga diperhitungkan.

$$\begin{aligned} \text{Tekanan hidrostatik} &= \frac{\rho \times g \times H}{144 \text{ gc}} \\ &= 11,82 \text{ psi} \end{aligned}$$

Perhitungan Tekanan Uap

Kostanta Antoine

a	b	c	d	e	f
86,486	-7931	0	-10,25	6E-06	2

$$\begin{aligned} \text{Suhu operasi} &= 30 \text{ C} = 303,15 \text{ K} \\ \ln(P) &= a + b/(T + c) + d \cdot \ln(T) + e \cdot P \text{ (kPa)} \quad T(K) \\ \ln(P) &= 2,3412 \\ P &= 10,393 \text{ kPa} \\ &= 1,51 \text{ psia} \\ \text{Tekanan Perencaa} &= \text{Tekanan Op} + \text{Tekanan hidros.} + \text{Tekanan Uap} \\ &= 28,03 \text{ psi} \\ \text{Tekanan Desain} &= 1,1 \times \text{Tekanan Perencanaan} \\ &= 30,832 \text{ psia} \\ &= 16,132 \text{ psig} \end{aligned}$$

c. Menghitung Tebal Shell dengan Menggunakan Persamaan 3.16 Brownell & Young
dimana t = tebal shell (in)

$$t = \frac{pd}{2fE} + c$$

p = internal pressure (psi)
 d = diameter dalam (in)
 f = allowable working stress, psi
 E = joint efficiency
 c = corrosion allowance (in)

$$\begin{aligned} \text{Bahan} &= \text{SA-283 Grade C} \\ f &= 12650 \text{ psi} \quad (\text{Brownell \& Young, Tabel 13.1}) \\ E &= 0,8 \quad (\text{Pengelasan double welded butt joint, Brownell \& Young Tabel 13.2}) \\ c &= 0,1875 \text{ in} \\ ts &= 0,8570 \text{ in} \\ \text{Standarisasi} &= 7/8 \text{ in} \quad 2,22 \text{ cm} \\ \text{OD} &= 631 \text{ 1/6 in} \quad 52 \text{ 3/5 ft} \quad 16,03 \text{ m} \end{aligned}$$

d. Menghitung Tebal Tutup

Jenis tutup atas : *standard dishead head*

$$th = \frac{0.885 P_i r}{(fE - 0.1P_i)} + c \quad (\text{Brownell \& Young, Pers.13.12, p.258})$$

$$\begin{aligned} \text{th atas} &= 0,780 \text{ in} \\ &= 7/8 \text{ in} \\ \text{Tinggi tutup} &= 0,169 \text{ Do} \quad \dots (2-11 \text{ Kusnarjo}) \\ &= 8,8641 \text{ ft} \quad 2,70 \text{ m} \\ \text{Tinggi Total Tan} &= 56,864 \text{ ft} \quad 17,33 \text{ m} \end{aligned}$$

2. Etilen Oksida Storage Tank (F-112)

Fungsi : Menyimpan feed etilen oksida

Jumlah : 2 buah

Kondisi operasi :

P operasi 2,4 bar

T operasi 15 C = 59 F

Yang akan dihitung spesifikasi tangki meliputi bentuk, diameter, tebal, volume, jumlah, dan bahan konstruksi bejana

Perhitungan

Data konversi :

1 ft = 12 in

1 m³ = 35,315 ft³

1 lb/ft³ = 16019 kg/m³ = 0,0006 lb/in³

Feed = 87976 kg/jam

Kapasitas penyimpanan etilen oksida ditetapkan 3 hari

$\rho = 882,1 \text{ kg/m}^3 = 55,066 \text{ lb/ft}^3$

Volume etilen oksid: 3590,4 m³ = 126795 ft³

Ditetapkan ruang di atas liquid 10% dari volume larutan, sehingga vol. bejana (V) :

$$\begin{aligned} V &= 1,1 \times 126795 \text{ ft}^3 \\ &= 139475 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

Ditetapkan bejana berbentuk silinder tegak dengan bagian atas Elliptical dished head dan bawah datar dengan perbandingan $L_s/D_i = 1,5$

Volume total = $V_1 + V_2$

$$\begin{aligned} V_1 \text{ (Volume she)} &= (\pi \cdot D_i^2 \cdot L_s) / 4 \\ &= \pi \times 1,5 \times D_i^3 \\ &= 4,7124 D_i^3 \end{aligned}$$

Dengan menggunakan pers. 5.14 Brownell and Young, dapat dihitung volume tutup :

$$V_2 \text{ (volume tutup)} = 0,000076 D_i^3$$

$$\text{Volume total} = 4,712389 D_i^3 + 0,000076 D_i^3$$

$$139475 = 4,712389 D_i^3$$

$$D_i^3 = 1849,841$$

$$D_i = 12,276 \text{ ft}$$

$$= 147,31 \text{ in}$$

Ditetapkan

$$L_s = 1,5 D_i = 18,413 \text{ ft}$$

Sambungan ditetapkan dengan menggunakan double welded butt join ($E=0.8$)

(Brownell and young hal.254)

Dengan pers. (4-115) Ulrich, dapat dihitung tebal shell:

Penentuan tebal shell (t_s)

Bahan = Stainless Steel Type 240

$f = 18.750 \text{ psi}$

Sambungan las, dipilih tipe double welded butt joint

$E = 0,8$

(Brownell and Young, 254)

$$\begin{aligned}
C &= 1/8 \text{ in} \\
\text{Tekanan operasi} &= 34,8 \text{ psi} \\
\text{Tekanan hidrostatik} &= \frac{(r \times g \times h)}{144} \\
&= \frac{55,07}{144} \times \frac{32,20}{144} \times \frac{18,413}{144} \\
&= 226,73 \text{ psi} \\
\text{Tekanan perencana} &= \text{tekanan operasi} + \text{tekanan hidrostatik} \\
&= 246,9 \text{ psig} \\
\text{Tekanan design} &= 1,1 \times \text{tekanan perencanaan} \\
&= 271,54 \text{ psi} \\
&= 256,84 \text{ psig} \\
t_s &= \frac{P \times r_i}{0,8 f - 0,6 C} + C \\
&= \frac{256,84}{0,8 \times 111000 - 0,6 \times 422,34} \times \frac{73,65}{144} + 0,125 \\
&= 1,399 \text{ in} \\
\text{diambil} &= 1 \frac{3}{8} \text{ in} \quad (\text{Ukuran standart, Brownell tabel 5.7 hal.91}) \\
\text{Standarisasi OD} &= \text{Di} + 2t_s \\
&= 150,11 \text{ in} \\
\text{diambil OD} &= 156 \text{ in} \\
\text{Di baru} &= \text{OD} - 2t_s \\
&= 153,2 \text{ in} \\
&= 12,767 \text{ ft} \\
L_s &= 1,5 \text{ Di} \quad (\text{tinggi shell}) \\
&= 19,15 \text{ ft}
\end{aligned}$$

Perhitungan tebal tutup

Dipilih tutup : Elliptical Dished head

Dari pers. 7.56 dan 7.57 dapat dihitung tebal tutup atas:

$$\begin{aligned}
V &= \frac{2 + k^2}{6} \quad (\text{Elliptical Dished Head, } k = 2) \\
&= 1 \\
t_{\text{tutup}} &= \frac{P_{\text{design}} d_i V}{(2 f E - 0,2 P_{\text{design}})} + C \\
&= 1,514 \text{ in} \\
&= 1 \frac{5}{8} \text{ in} \quad (\text{tebal standart, Brownell and Young})
\end{aligned}$$

Spesifikasi	Keterangan	
No. Kode	F-112	
Fungsi	Menyimpan Feed Etilen Oksida	
Tipe	Ball Floating Roof with Nitrogen Bl	
Kapasitas	139.474,73	ft ³
Bahan Kontruksi	Stainless Steel Type 240	
Tipe sambungan	Double welded but joint	
Bentuk tangki	Silinder	

Jenis tutup atas	Elliptical Dished Head	
ID shell	153,202	inch
OD Shell	156	inch
Tinggi Shell	19,150	ft
Tebal Shell	1 3/8	inch
Tebal tutup atas	1 5/8	inch
Jumlah	2	buah

3. Dietil Karbonat Storage Tank (F-418)

Fungsi : Menyimpan produk DEC

Kondisi Operasi :

$$\begin{aligned} P_{\text{operasi}} &= 1,013 \text{ bar} \\ T_{\text{operasi}} &= 30 \text{ C} = 86 \text{ F} \end{aligned}$$

Yang akan dihitung spesifikasi tangki meliputi bentuk, diameter, tebal, volume, jumlah, dan bahan konstruksi bejana.

Perhitungan

Data konversi :

$$\begin{aligned} 1 \text{ ft} &= 12 \text{ in} \\ 1 \text{ m}^3 &= 35,315 \text{ ft}^3 \\ 1 \text{ lb/ft}^3 &= 16019 \text{ kg/m}^3 = 0,0006 \text{ lb/in}^3 \\ \text{Feed} &= \text{#####} \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Kapasitas penyimpanan dietil karbonat ditetapkan =

$$\begin{aligned} \rho &= 980,2 \text{ kg/m}^3 = 61,193 \text{ lb/ft}^3 \\ \text{Volume DEC} &= 4964,2 \text{ m}^3 = 175310 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

Ditetapkan ruang di atas liquid 20% dari volume larutan, sehingga vol. bejana (V) :

$$\begin{aligned} V &= 1,2 \times 175310 \text{ ft}^3 \text{ (Hal. 6 Kusnarjo)} \\ &= 192841 \text{ ft}^3 = 45795 \text{ bbl} \end{aligned}$$

Asumsi $D = 8/3 \text{ l}$ (Berdasarkan persamaan 4.5 Kusnarjo)

$$V = \pi/4 \cdot D^2 \cdot H$$

$$V = 0,7854 \cdot D^2 \cdot 3/8D$$

$$\begin{aligned} 192841 &= 0,2945 D^3 \\ D^3 &= 654756 \text{ ft}^3 \\ D &= 86,835 \text{ ft} \\ H &= 32,563 \text{ ft} \end{aligned}$$

tabel Appendix E halaman 346, Brownell and Young, didapatkan ba

$$\begin{aligned} H &= 24 \text{ ft} = 288 \text{ in} = 7,3152 \text{ m} \\ D &= 120 \text{ ft} = 1440 \text{ in} = 36,576 \text{ m} \\ V &= 48340 \text{ bbl} \text{ dengan jumlah 5 courses, lebar plate 96 inch} \end{aligned}$$

Menentukan P desain

$$\begin{aligned} \text{Tekanan operasi} &= 14,7 \text{ psi} \\ \text{Tekanan hidrostatik} &= \frac{(\rho \times g \times h)}{144} \\ &= \frac{61,19 \times 32,17 \times 32,563}{144 \times 32,2} \\ &= 13,827 \text{ psi} \\ \text{Tekanan perencana} &= \text{tekanan operasi + tekanan hidrostatik} \\ &= 13,8 \text{ psig} \\ \text{Tekanan design} &= 1,1 \times \text{tekanan perencanaan} \\ &= 15,21 \text{ psig} \\ &= 29,91 \text{ psia} \end{aligned}$$

Menentukan tebal shell (pers. 3.16 Brownell and Young)

Bahan = SA-283 Grade C

f = 12650 psi

C = 0,1875 in

Pengelasan menggunakan *double welded butt join*, E= 0,8

$$t = \frac{p \text{ desain} \times d_i}{2fE - 1,2p \text{ desain}} + C \quad ts = 1,7298 \text{ in}$$

Standarisasi ts = 1 3/4 in

OD = ID + 2(ts) = 1442 in 36,627 m

H tangki 540,75 in = 13,735 m

Menentukan tebal atap storage

Atap storage berbentuk *standard dish head*

$$t = \frac{0,885 \pi r}{(fE - 0,1p_i)} + C$$

t = 2,071 in

t = 2 1/4 in (ukuran standart, Brownell tabel 5.7 hal. 91)

h = 0,169d

h = 243,36 in

Spesifikasi	Keterangan	
No. Kode	F-418	
Fungsi	Menyimpan Produk DEC	
Kapasitas	48.340	bbl
Bahan Kontruksi	Carbon Steel SA-283 Grade	
Tipe sambungan	Double welded but joint	
Bentuk tangki	Silinder	
Jenis tutup atas	Standard Dish Head	
ID shell	1.440	inch
Tinggi shell	288	inch
Tinggi tutup atas	243,36	inch
Tebal tutup atas	1/4'	inch

4. Cellosolve Storage Tank (F-419)

Fungsi : Menyimpan produk Cellosolve

Kondisi Operasi :

$$\begin{aligned} P \text{ operas} &= 1,013 \text{ bar} \\ T \text{ operas} &= 30 \text{ C} = 86 \text{ F} \end{aligned}$$

Yang akan dihitung spesifikasi tangki meliputi bentuk, diameter, tebal, volume, jumlah, dan bahan konstruksi bejana.

Perhitungan

Data konversi :

$$\begin{aligned} 1 \text{ ft} &= 12 \text{ in} \\ 1 \text{ m}^3 &= 35,315 \text{ ft}^3 \\ 1 \text{ lb/ft}^3 &= 16019 \text{ kg/m}^3 = 0,0006 \text{ lb/in}^3 \\ \text{Feed} &= 1.699 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Kapasitas penyimpanan cellosolve ditetapkan = 7 ha

$$\begin{aligned} \rho &= 934,9 \text{ kg/m}^3 = 58,364 \text{ lb/ft}^3 \\ \text{Volume Cellosolve} &= 305,23 \text{ m}^3 = 10.779 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

Ditetapkan ruang di atas liquid 20% dari volume larutan, sehingga vol. bejana (V) :

$$\begin{aligned} V &= 1,2 \times 10779 \text{ ft}^3 \quad (\text{Hal. 6 Kusnarjo}) \\ &= 11.857 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

Asumsi $D = 8/3 \text{ l}$ (Berdasarkan persamaan 4.5 Kusnarjo)

$$V = \pi/4 * D^2 * H$$

$$V = 0,7854 * D^2 * 3/8D$$

$$\begin{aligned} 11857 &= 0,2945 \text{ D}^3 \\ \text{D}^3 &= 40259 \text{ ft}^3 \\ \text{D} &= 34,273 \text{ ft} \\ \text{H} &= 12,852 \text{ ft} \end{aligned}$$

Dari tabel Appendiks E halaman 346, Brownell and Young, didapatkan bahwa

$$\begin{aligned} \text{H} &= 18 \text{ ft} = 216 \text{ in} = 5,4864 \text{ m} \\ \text{D} &= 35 \text{ ft} = 420 \text{ in} = 10,668 \text{ m} \\ \text{V} &= 3.080 \text{ bbl} \end{aligned}$$

Menentukan P desain

$$\text{Tekanan operasi} = 14,7 \text{ psi}$$

$$\begin{aligned} \text{Tekanan hidrostatik} &= \frac{(r \times g \times h)}{144} \\ &= \frac{58,36 \times 32,17 \times 12,852}{144 \times 32,2} \end{aligned}$$

$$= 5,2049 \text{ psi}$$

$$\text{Tekanan perencana} = \text{tekanan operasi} + \text{tekanan hidrostatik}$$

$$= 5,2 \text{ psig}$$

$$\text{Tekanan design} = 1,1 \times \text{tekanan perencanaan}$$

$$= 5,72 \text{ psig}$$

$$= 20,42 \text{ psia}$$

Menentukan tebal shell (pers. 3.16 Brownell and Young)

Bahan = SA-283 Grade C

f = 12650 psi

C = 0,1875 in

Pengelasan menggunakan *double welded but joint*, E =0,8

$$t = \frac{p \text{ desain} \times di}{2fE - 1,2p \text{ desain}} + C \quad ts = 0,222 \text{ in}$$

Standarisasi ts = 1/4 in

OD baru ID +2(ts = 420,5 in = 10,681 m

H baru = 157,69 in = 4,0053 m

Menentukan tebal atap storage

Atap storage berbentuk *standard dish head*

$$t = \frac{0,885 \pi r}{(fE - 0,1p)} + C$$

t = 0,5626 in

t = 5/8 in (ukuran standart, Brownell tabel 5.7 hal. 91)

h = 0,169d

h = 71,065 in

Spesifikasi	Keterangan	
No. Kode	F-419	
Fungsi	enyimpan Produk Celloso	
Kapasitas	3.080	bbl
Bahan Kontruksi	arbon Steel SA-283 Grade	
Tipe sambungan	Double welded but joint	
Bentuk tangki	Silinder	
Jenis tutup atas	Standard Dish Head	
ID shell	420	inch
Tinggi shell	216	inch
Tinggi tutup atas	71,0645	inch
Tebal tutup atas	1/4'	inch

5. Etilen Glikol Storage Tank (F-421)

Fungsi : Menyimpan produk Etilen Glikol

Kondisi Operasi :

$$P \text{ operas} = 1,013 \text{ bar}$$

$$T \text{ operas} = 30 \text{ C} = 86 \text{ F}$$

$$\text{Jumlah} : 2 \text{ unit}$$

Yang akan dihitung spesifikasi tangki meliputi bentuk, diameter, tebal, volume, jumlah, dan bahan konstruksi bejana.

Perhitungan

Data konversi :

$$1 \text{ ft} = 12 \text{ in}$$

$$1 \text{ m}^3 = 35,315 \text{ ft}^3$$

$$1 \text{ lb/ft}^3 = 16019 \text{ kg/m}^3 = 0,0006 \text{ lb/in}^3$$

$$\text{Feed} = 15.203 \text{ kg/jam}$$

Kapasitas penyimpanan etilen glikol ditetapkan = 7 l

$$\rho = 1110,4 \text{ kg/m}^3 = 69,32 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{lume Etilen Glikol} = 1150,1 \text{ m}^3 = 40616 \text{ ft}^3$$

Ditetapkan ruang di atas liquid 20% dari volume larutan, sehingga vol. bejana (V) :

$$\begin{aligned} V &= 1,2 \times 40616 \text{ ft}^3 \\ &= 48.739 \text{ ft}^3 = 11.574 \text{ bbl} \end{aligned}$$

Asumsi $D = 8/3 \text{ l}$ (Berdasarkan persamaan 4.5 Kusnarjo)

$$V = \pi/4 * D^2 * H$$

$$V = 0,7854 * D^2 * 3/8D$$

$$48739 = 0,2945 D^3$$

$$D^3 = 165484 \text{ ft}^3$$

$$D = 54,902 \text{ ft}$$

$$H = 20,588 \text{ ft}$$

tabel Appendix E halaman 346, Brownell and Young, didapatkan bahwa

$$H = 42 \text{ ft} = 504 \text{ in} = 12,802 \text{ m}$$

$$D = 45 \text{ ft} = 540 \text{ in} = 13,716 \text{ m}$$

$$V = 11.900 \text{ bbl}$$

Menentukan P desain

$$\text{Tekanan operasi} = 14,7 \text{ psi}$$

$$\text{Tekanan hidrostatik} = \frac{(r \times g \times h)}{144}$$

$$= \frac{69,32 \times 32,17 \times 20,588}{144 \times 32,2}$$

$$= 9,9029 \text{ psi}$$

$$\text{Tekanan perencanaan} = \text{tekanan operasi} + \text{tekanan hidrostatik}$$

$$= 9,9 \text{ psig}$$

$$\text{Tekanan design} = 1,1 \times \text{tekanan perencanaan}$$

$$= 10,89 \text{ psig}$$

$$= 25,59 \text{ psia}$$

Menentukan tebal shell (pers. 3.16 Brownell and Young)

Bahan = SA-283 Grade C

f = 12650 psi

C = 0,1875 in

Pengelasan menggunakan *double welded but joint*, E = 0,8

$$t = \frac{p \text{ desain} \times d_i}{2fE - 1,2p \text{ desain}} + C \quad t = 0,870 \text{ in}$$

Standarisasi ts = 7/8 in

OD = ID + (2t = 541,75 in = 13,76 m

H tangk 203,16 in = 5,1602 m

Menentukan tebal atap storage

Atap storage berbentuk *standard dish head*

$$t = \frac{0,885 \pi r}{(fE - 0,1p)} + C$$

t = 0,7919 in

t = 7/8 in (ukuran standart, Brownell tabel 5.7 hal. 91)

h = 0,169d

h = 91,26 in

Spesifikasi	Keterangan	
No. Kode	F-421	
Fungsi	nyimpan Produk Etilen Gl	
Kapasitas	11.900	bbl
Bahan Kontruksi	arbon Steel SA-283 Grade	
Tipe sambungan	Double welded but joint	
Bentuk tangki	Silinder	
Jenis tutup atas	Standard Dish Head	
ID shell	540	inch
Tinggi shell	504	inch
Tinggi tutup atas	91,26	inch
Tebal tutup atas	1/4'	inch

6. Etilen Karbonat Storage Tank (F-420)

Fungsi : Menyimpan produk Etilen Karbonat

Kondisi Operasi :

$$\begin{aligned} P \text{ operas} &= 1,013 \text{ bar} \\ T \text{ operas} &= 30 \text{ C} = 86 \text{ F} \end{aligned}$$

Jumlah : 4 unit

Yang akan dihitung spesifikasi tangki meliputi bentuk, diameter, tebal, volume, jumlah, dan bahan konstruksi bejana.

Perhitungan

Data konversi :

$$\begin{aligned} 1 \text{ ft} &= 12 \text{ in} \\ 1 \text{ m}^3 &= 35,315 \text{ ft}^3 \\ 1 \text{ lb/ft}^3 &= 16019 \text{ kg/m}^3 = 0,0006 \text{ lb/in}^3 \\ \text{Feed} &= \text{#####} \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Kapasitas penyimpanan etilen karbonat ditetapkan =

$$\begin{aligned} \rho &= 819,7 \text{ kg/m}^3 = 51,17 \text{ lb/ft}^3 \\ \text{Volume Etilen Karbonat} &= 7583,4 \text{ m}^3 = 267807 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

Ditetapkan ruang di atas liquid 20% dari volume larutan, sehingga vol. bejana (V) :

$$\begin{aligned} V &= 1,2 \times 267807 \text{ ft}^3 \\ &= 321369 \text{ ft}^3 = 76318 \text{ bbl} \end{aligned}$$

Asumsi $D = 8/3 \text{ l}$ (Berdasarkan persamaan 4.5 Kusnarjo)

$$V = \pi/4 \cdot D^2 \cdot H$$

$$V = 0,7854 \cdot D^2 \cdot H/8D$$

$$\begin{aligned} 321369 &= 0,2945 \text{ } D^3 \\ D^3 &= 1\text{E}+06 \text{ ft}^3 \\ D &= 102,95 \text{ ft} \\ H &= 38,606 \text{ ft} \end{aligned}$$

tabel Appendix E halaman 346, Brownell and Young, didapatkan bahwa

$$\begin{aligned} H &= 42 \text{ ft} = 504 \text{ in} = 12,812 \text{ m} \\ D &= 120 \text{ ft} = 1440 \text{ in} = 36,576 \text{ m} \\ V &= 84600 \text{ bbl} \end{aligned}$$

Menentukan P desain

$$\text{Tekanan operasi} = 14,7 \text{ psi}$$

$$\begin{aligned} \text{Tekanan hidrostatik} &= \frac{(\rho \times g \times h)}{144} \\ &= \frac{51,17 \times 32,17 \times 38,606}{144 \times 32,2} \\ &= 13,708 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tekanan perencana} &= \text{tekanan operasi} + \text{tekanan hidrostatik} \\ &= 13,7 \text{ psig} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tekanan design} &= 1,1 \times \text{tekanan perencanaan} \\ &= 15,07 \text{ psig} \\ &= 29,77 \text{ psia} \end{aligned}$$

Menentukan tebal shell (pers. 3.16 Brownell and Young)

Bahan = SA-283 Grade C

f = 12650 psi

C = 0,1875 in

Pengelasan menggunakan *double welded but joint*, E =0,8

$$t = \frac{p \text{ desain} \times d_i}{2fE - 1,2p \text{ desain}} + C = \frac{2,008}{2 \times 12650 \times 0,8 - 1,2 \times 2,008} + 0,1875 = 0,25 \text{ in}$$

Standarisasi ts = 2 3/16 in

OD = ID + 2(ts) = 1445 in = 36,703 m

H tangki 541,88 in = 13,764 m

Menentukan tebal atap storage

Atap storage berbentuk *standard dish head*

$$t = \frac{0,885 \pi r}{(fE - 0,1p_i)} + C$$

t = 2,063 in

t = 2 3/16 in (ukuran standart, Brownell tabel 5.7 hal. 91)

h = 0,169d

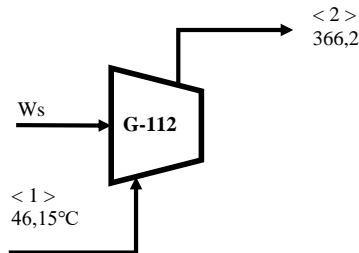
h = 243,36 in

Spesifikasi	Keterangan	
No. Kode	F-420	
Fungsi	Simpan Produk Etilen Kar	
Kapasitas	84.600	bbl
Bahan Kontruksi	Carbon Steel SA-283 Grade	
Tipe sambungan	Double welded but joint	
Bentuk tangki	Silinder	
Jenis tutup atas	Standard Dish Head	
ID shell	1440	inch
Tinggi shell	504	inch
Tinggi tutup atas	243,36	inch
Tebal tutup atas	1/4'	inch

CO₂ Compressor (G-112)

Fungsi: Menaikkan tekanan aliran feed flue gas

Tipe: Centrifugal Compressor



Kondisi Operasi

Suhu Masuk (Ts)	=	46,15	C	=	115,07	F
Suhu Keluar (Td)	=	366,2	C	=	691,16	F
Tekanan Masuk (Ps)	=	176	kPa	=	25,52669	psia
Tekanan Keluar (Pd)	=	3020	kPa	=	438,0148	psia
Rate Massa	=	89.456,9	kg/hr			
Rate Mol	=	2.108,5	kmol/hr			
Massa Jenis	=	1.336,3	kg/m ³			
Rate Volume	=	66,9435	m ³ /hr	=	0,018595	m ³ /s

Penentuan Jumlah Stage

Rasio Kompresi

$$r = \sqrt[n]{\frac{P_{out}}{P_{in}}} \quad \dots(\text{Pers B.47; Appendix B Robin Smith})$$

a. Overall Stages

$$N = 1 \quad \text{stages} \quad (\text{rasio kompresi terlalu besar})$$

$$r = 17,15909$$

b. 2 Stages

$$N = 2 \quad \text{stages} \quad (\text{rasio kompresi terlalu besar})$$

$$r = 4,142353$$

c. 3 Stages

$$N = 3 \quad \text{stages} \quad (\text{digunakan 3 stages})$$

$$r = 2,579278$$

Perhitungan Tekanan Tiap Stages

1st stage	Suction	Ps	=	25,527	psi
	Discharge	Pd	=	67,840	psi
		r	=	2,658	
2nd stage	Suction	Ps	=	65,840	psi
	Discharge	Pd	=	171,821	psi

$$\begin{array}{rcl}
 & r & = 2,610 \\
 \text{3rd stage Suction Ps} & = & 169,821 \text{ psi} \\
 \text{Discharge Pd} & = & 438,015 \text{ psi} \\
 & r & = 2,579
 \end{array}$$

Pressure drop compressor untuk g 2 psi

Perhitungan BHP

Dari aspen HYSIS 8.8 Peng-Robinson:

$$Y_{\text{mix}} = 1,2736$$

$$\eta_p = 0,7750$$

a. Polytropic Coefficient

$$n = \frac{\gamma \eta_p}{\gamma \eta_p - \gamma + 1} \quad \dots \text{Robinsmith (pers B.38)}$$

$$n = 1,383526$$

b. Brake horse Pow (BHP) staged compressor

$$W = \frac{n}{n-1} \times \frac{P_{in} F_{in} N}{\eta_p} \times \left[1 - r^{\frac{n-1}{n}} \right] \quad \dots \text{Robinsmith (pers B.50)}$$

$$W = -13727,2 \text{ watt}$$

$$= -13,7272 \text{ kW}$$

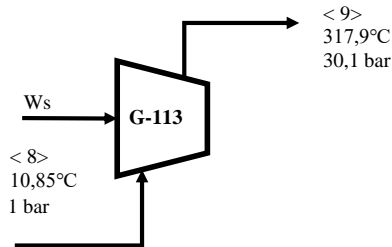
$$\text{BHP} = 18,40851 \text{ Hp}$$

Spesifikasi	Keterangan	
Kode	G-112	
Type	Centrifugal Compressor	
Fungsi	Menaikkan tekanan aliran feed flue gas	
Jumlah stage	3	
Bahan	Carbon Steel	
Kondisi operasi	Psuction : 176 kPa	Tsuction = 46 °C
	Pdischarge 3020 kPa	Tdischarge = 366 °C
Kapasitas	89,456,939 Kg/jam	
r	2,579	
Efisiensi	0,775 %	
Power	18,409 Hp	

2. Etilen Oksida' Compressor (G-113)

Fungsi: Menaikkan tekanan aliran flue gas PT Badak NGL

Tipe: Centrifugal Compressor



Kondisi Operasi

Suhu Masuk (Ts)	=	10,85	C	=	51,53	F
Suhu Keluar (Td)	=	317,9	C	=	604,22	F
Tekanan Masuk (Ps)	=	100	kPa	=	14,5038	psia
Tekanan Keluar (Pd)	=	3010	kPa	=	436,5644	psia
Rate Massa	=	87975,83	kg/hr			
Rate Mol	=	1996,996	kmol/hr			
Massa Jenis	=	882,0516	kg/m ³			
Rate Volume	=	99,74	m ³ /hr	=	0,027706	m ³ /s

Penentuan Jumlah Stage

Rasio Kompresi

$$r = \sqrt[n]{\frac{P_{out}}{P_{in}}} \quad \dots(\text{Pers B.47; Appendix B Robin Smith})$$

a. Overall Stages

$$N = 1 \quad \text{stages} \quad (\text{rasio kompresi terlalu besar})$$

$$r = 30,1$$

b. 2 Stages

$$N = 2 \quad \text{stages} \quad (\text{digunakan 2 stages})$$

$$r = 5,486347$$

Berdasarkan Ludwig Tabel 12-1, untuk *centrifugal compressor*, rasio kompresi maksimal yaitu 3 - 4,5 tiap stage

Perhitungan Tekanan Tiap Stages

1st stage	Suction	Ps	=	14,504	psi
	Discharge	Pd	=	81,573	psi
		r	=	5,624	
2nd stage	Suction	Ps	=	79,573	psi
	Discharge	Pd	=	438,564	psi
		r	=	5,511	

Pressure drop compressor untuk g 2 psi

Perhitungan BHP

Dari aspen HYSIS 8.8 Peng-Robinson:

$$\gamma_{\text{mix}} = 1,2736$$

$$\eta_p = 0,7933$$

a. Polytropic Coefficient

$$n = \frac{\gamma \eta_p}{\gamma \eta_p - \gamma + 1} \quad \dots \text{Robinsmith (pers B.38)}$$

$$n = 1,371445$$

b. Brake horse Pow (BHP) staged compressor

$$W = \frac{n}{n-1} \times \frac{P_{in} F_{in} N}{\eta_p} \times \left[1 - r^{\frac{n-1}{n}} \right] \quad \dots \text{Robinsmith (pers B.50)}$$

$$W = -26.676,5 \text{ watt}$$

$$= -26,676 \text{ kW}$$

$$\text{BHP} = 35,774 \text{ Hp}$$

Spesifikasi	Keterangan	
Kode	G-113	
Type	Centrifugal Compressor	
Fungsi	Menaikkan tekanan aliran flue gas PT Badak NGL	
Jumlah stage	2	
Bahan	Carbon Steel	
Kondisi operasi	Psuction : 100 kPa	Tsuction = 11 °C
	Pdischarge 3010 kPa	Tdischarge = 318 °C
Kapasitas	87.975,830	
r	5,511	
Efisiensi	0,793	%
Power	35,774	Hp

Ethanol Pump (P-115)

Fungsi Meningkatkan tekanan feed etanol sebelum masuk ke reaktor

Type Rotary

Kondisi operasi	:	Suhu	=	25	°C
		P1	=	101,3	kPa = 14588 lb/ft ²
		P1 desa	=	1,1 x Poperasi	= 16046 lb/ft ²
		P2	=	3100	kPa = 4E+05 lb/ft ²
		P2 desa	=	1,1 x Poperasi	= 5E+05 lb/ft ²

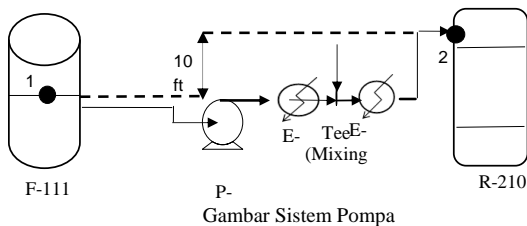
Perhitungan :

Rate massa reflux (g_r)	=	5E+05 kg/jam	=	1E+06 lb/jam
Viscositas	=	0,968 cp	=	7E-04 lb/ft.s
Densitas	=	793,1 kg/m ³	=	49 lb/ft ³
Rate volumetrik (Q)	=	$\frac{g_r}{\rho \times 3600 \text{ s}}$	=	$\frac{1E+06}{49 \times 3600}$
			=	6,563 ft ³ /s = 2452 gpm
			Q	= 0,186 m ³ /s
Di, opt- $3.9 \times Q^{0.45} \times \rho^{0.13}$	=	$3.9 \times 0.186^{(0.45)} \times (49.489)^{0.13}$		
	=	15,1 inchi	=	0,384 m
				(Timmerhaus page 496)

Dengan menggunakan standarisasi pada literatur maka :

Dipakai nominal pipe size	=	18 in Sch 80	(App.K, Brownell, page 387)
ID	=	16,13 in	= 1,344 ft 0,410 m
OD	=	18 in	= 1,5 ft 0,457 m
Apipa	=	2,258 ft ²	

vpipa	=	$\frac{Q}{A_{\text{pipa}}}$
	=	$\frac{6,563330806}{2,258}$
		2,907 ft/dtk
	vpipa	= 0,886 m/s



Gambar Sistem Pompa

Perhitungan friksi

A. *Friksi di bagian suction*

1.A *Friksi karena pipa lurus*

Panjang pipa lurus bagian suction diperkirakan 35 ft

N_{Re}	=	$Dv\rho/\mu$	=	$Dv\rho/\mu$	=	3E+05 (Turbulen)
C	=	5E-05 m				(Untuk Commercial Steel, Geankoplis fig. 2.10-3)

$$D = 0,41 \text{ m}$$

$$C/D = 1E-04$$

Dari Geankoplis, untuk arus Turbulen menggu $f = 0,004$

$$F_f = \frac{4f v^2 L}{2 g_c D} = \frac{4 \times 0,007 \times (0,181)^2 \times 35}{2 \times 32,174 \times 0,635}$$

$$= 0,055 \text{ ft lbf/ lbm}$$

2. Friksi yang terjadi karena adanya kontraksi

(feed masuk dari tangki feed ke pipa 18 in Sch 80 , arus turbulen)

$$F_c = \frac{K_c \times v^2}{2 \times \alpha \times g_c} \quad (\text{Geankoplis, pers 2.10-16, hal 93})$$

$$(\alpha = 1)$$

$$\text{Diameter Tangki Feed} = 2640 \text{ in} = 220 \text{ ft}$$

$$A \text{ tangki feed} = 0,25 \times 3,14 \times (D^2) = 37994 \text{ ft}^2$$

$$V \text{ tangki feed} = \frac{Q}{A \text{ tangki feed}} = \frac{6,56}{37.994,00}$$

$$= 2E-04 \text{ ft / dtk}$$

dimana :

$$K_c = 0,55(1 - A_{\text{pipa}}/A_{\text{tangki feed}})$$

$$K_c = 0,550$$

$$F_c = (0,545 \times (0,134^2))/(32,174)$$

$$= 0,07221 \text{ ft lbf/ lbm}$$

3.A. Friksi karena fitting dan valve

Dari Geankoplis Table. 2.10-1 diperoleh :

Jenis fitting dan valve	K_f	jumlah
elbow 90° standar	0,75	1

$$f(\text{elbow}) = k_f \frac{v^2}{2 g_c} = \frac{1 \times 0,75 \times (2,907^2)}{2 \times 32,174}$$

$$= 0,098475 \text{ ft lbf/lbm}$$

Friksi bagian suction :

$$F_s = F_c + F_{ps} + F_{fv}$$

$$= 0,07 + 0,05 + 0,10$$

$$= 0,23 \text{ ft lbf/ lbm}$$

B. Friksi di bagian discharge

1. Friksi karena pipa lurus

$$N_{Re} = D v \rho / \mu = 3E+05 \quad (\text{Turbulen})$$

$$C = 5E-05 \text{ m} \quad (\text{Untuk Commercial Steel, Geankoplis fig. 2.10-3})$$

$$D = 0,41 \text{ m}$$

$$C/D = 1E-04 \quad f = 0,004$$

Panjang pipa lurus bagian discharge diperkirakan = 75 ft

$$F_{pd} = \frac{4f v^2 L}{2 g_c D} = \frac{4 \times 0,004 \times (2,907^2) \times 7}{2 \times 32,174 \times 0,635}$$

$$= 0,117 \text{ ft lbf/ lbm}$$

2. Friksi karena fitting dan valve

Dari Geankoplis fig. 2.10-1 diperoleh :

Jenis fitting dan valve		K_f	jumlah
elbow 90° standar		0,75	3
globe valve	(half open)	9,5	1
gate valve	(half open)	4,5	1
Tee		1	1

$$f(\text{elbow}) = Nk_f \frac{v^2}{2gc} = \frac{3 \times 0,75 \times (2,907^2)}{2 \times 32,174}$$

$$= 0,295 \text{ ft lbf/lbm}$$

hf (globe valve)

$$= k_f \frac{v^2}{2gc} = \frac{9,5 \times (2,907^2)}{2 \times 32,174}$$

$$1,247 \text{ ft lbf/lbm}$$

hf (gate valve)

$$= k_f \frac{v^2}{2gc} = \frac{4,5 \times (2,907^2)}{2 \times 32,174}$$

$$= 0,591 \text{ ft lbf/lbm}$$

hf (tee)

$$= k_f \frac{v^2}{2gc} = \frac{1 \times (2,907^2)}{2 \times 32,174}$$

$$= 0,131 \text{ ft lbf/lbm}$$

3. Friksi karena Heat Exchanger

Titik referensi, P1 = Tekanan dalam storage etanol = 14,69 psi

P2 = Tekanan dalam reaktor R-210 = 435,1 psi

$\Delta P / \rho = 8,495 \text{ ft lbf/lbm}$

Pressure drop liquid/HE = 10 psi

jumlah H = 2

$\Delta P / \rho = 0,40 \text{ ft lbf/lbm}$

Total friksi karena heat exchanger = 0,404 ft lbf/lbm

4. Friksi karena *expansion loss* pada bagian masuk reaktor

$$K_{ex} = \left(1 - \frac{A1}{A2}\right)^2 = (1 - 0)^2 = 1$$

$$h_{ex} = K_{ex} \frac{v^2}{2} = 4,224 \text{ ft lbf/lbm}$$

Friksi bagian discharge :

$$F_d = F_{pd} + F_{fv} + F_h + F_{ex}$$

$$= 0,12 + 2,26 + 0,40 + 4,22$$

$$= 7,01 \text{ ft lbf/lbm}$$

Friksi total pompa = $F_s + F_d$

$$= 0,23 + 7,01$$

$$= 7,24 \quad \text{ft lbf/lbm}$$

Diambil titik 1 dan 2

$$\begin{aligned} z_1 &= \text{bidang datum} = 0,00 \\ z_2 &= 10,00 \quad \text{ft} \\ \rho_1 &= \rho_2 = 49,49 \quad \text{lb/ft}^3 \\ v_1 &= 2\text{E-}04 \quad \text{ft/dt} \\ v_2 &= 2,907 \quad \text{ft/dt} \\ g &= g_c = 32,17 \quad \text{ft/s}^2 \end{aligned}$$

Perhitungan power pompa :

Rumus Mechanical energy balance :

$$W_s = z_1 \frac{g}{g_c} - z_2 \frac{g}{g_c} + \frac{v_1^2}{2\alpha} - \frac{v_2^2}{2\alpha} + \frac{P_1 - P_2}{\rho} - \Sigma f$$

$$\begin{aligned} \alpha &= 0,5 \\ -W_s &= 9624 \quad \text{ft lbf/lbm} \\ \eta &= 0,75 \\ W_p &= \frac{W_s \times g_f \times 0.001818}{\eta \times 3600} \\ W_p &= \frac{2\text{E}+07}{2700} \\ &= 7577 \quad \text{hp} = 5650,4342 \quad \text{kW} \end{aligned}$$

Standarisasi power pompa dari Table 5.10 Harry Silla : 8000 hp

Spesifikasi	Keterangan
No. kode	P-115
Fungsi	meningkatkan tekanan feed etanol sebelum masuk ke reaktor
Tipe	Rotary
Kapasitas	2.452,4 gpm
Material case	Cast iron
Material rotor	Carbon steel
Suction pressure	101,3 kPa
Discharge pressure	3100 kPa
Beda ketinggian	10 ft
Ukuran pipa	16 in Sch 80
Power pompa	8000 hp
Jumlah	1 buah

APPENDIKS D PERHITUNGAN ANALISA EKONOMI

D.1. HARGA PERALATAN

Harga Peralatan setiap saat akan berubah tergantung pada perubahan ekonomi. Apabila harga alat pada beberapa tahun yang lalu diketahui, maka harga alat pada masa sekarang dapat ditaksir dengan menggunakan *Chemical Engineering Plant Cost Index*.
Besarnya harga alat dapat dinyatakan sebagai berikut :

$$\text{Harga alat sekarang} = \frac{\text{Index harga tahun sekarang}}{\text{Index harga tahun X}} \times \text{Harga tahun X}$$

Tabel 1. Chemical Engineering Plant Cost Index 2014

Tahun	Annual Index
2001	394,3
2002	395,6
2003	402
2004	444,2
2005	468,2
2006	499,6
2007	525,4
2008	575,4
2009	521,9
2010	550,8
2011	585,7
2012	584,6
2013	567,3
2014	576,1
2015	556,8

Sumber : [http://www.che.com/PCI_Chemical Engineering Plant Cost Index 2015](http://www.che.com/PCI_Chemical%20Engineering%20Plant%20Cost%20Index%202015)

Dengan metode *Least Square* (Perry,3-84), dapat dilakukan penaksiran index harga rata-rata pada akhir tahun 2019. Penyelesaian dengan *Least Square* menghasilkan suatu persamaan :

$$y = a + b (x - \bar{x})$$

Keterangan :
 a = Intercept garis regresi
 b = $\frac{(\sum x - \bar{x})(\sum y - \bar{y})}{(\sum x - \bar{x})^2}$, slope garis least square
 x = Tahun P
 y = Indeks Harga Tahun ke-P
 N = jumlah data

Penaksiran indeks harga dengan *Least Square*

Data	x	y	x ²	y ²	xy
1	2001	394,3	4004001	155472,5	788994,3
2	2002	395,6	4008004	156499,4	791991,2
3	2003	402	4012009	161604	805206
4	2004	444,2	4016016	197313,6	890176,8
5	2005	468,2	4020025	219211,2	938741
6	2006	499,6	4024036	249600,2	1002198
7	2007	525,4	4028049	276045,2	1054478
8	2008	575,4	4032064	331085,2	1155403

9	2009	521,9	4036081	272379,6	1048497
10	2010	550,8	4040100	303380,6	1107108
11	2011	585,7	4044121	343044,5	1177843
12	2012	584,6	4048144	341757,2	1176215
13	2013	567,3	4052169	321829,3	1141975
14	2014	576,1	4056196	331891,2	1160265
15	2015	556,8	4060225	310026,2	1121952
Total	30120	7647,9	60481240	3971140	15361043

$$\begin{aligned}\frac{\sum x'}{n} &= \frac{\sum x}{n} = 2008,0 \\ x^2 &= 60481240\end{aligned}$$

Persamaan 17.21, Timmerhaus 4th ed. :

$$\begin{aligned}\Sigma(x' - x)^2 &= \Sigma x^2 - \Sigma \frac{(x)^2}{n} \\ &= 60481240 - \left(\frac{30120}{15} \right)^2 = 280,0\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Sigma y &= 7647,9 \\ y &= \Sigma \frac{y}{n} = \frac{7648}{15} = 510\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Sigma y^2 &= 3971139,9 \\ \Sigma(y - y')^2 &= \Sigma y^2 - \Sigma \frac{(y)^2}{n} \\ &= 3971140 - \left(\frac{7648}{15} \right)^2 = 71781,6 \\ \Sigma xy &= 15361043,2\end{aligned}$$

Persamaan 17.20, Timmerhaus 4th ed.

$$\begin{aligned}\Sigma x' - x)(y' - y) &= \Sigma xy - \Sigma y' \Sigma \frac{x}{n} \\ &= 15361043 - 7648 \times 2008,0 \\ &= 4060,0 \\ \text{Nilai } a &= y = 510 \\ b &= \frac{\Sigma (x' - x)(y' - y)}{\Sigma (x' - x)^2} \\ &= \frac{4060,0}{280,0} = 14,5\end{aligned}$$

Sehingga diperoleh persamaan :

$$\begin{aligned}y &= 510 + 14,5 (x - x') \\ y &= 510 + 14,5 (x - 2008,0) \\ \text{Untuk } x &= 2021, \text{ maka } y = 698,36 \\ \text{Untuk } x &= 2023, \text{ maka } y = 727,36\end{aligned}$$

Jadi cost index pada tahun 2021 = 698,36

Kurs dollar (2019) : \$ 1,00 = Rp 13.951,75 (31 Desember 2019)

<http://www.exchange-rates.org/Rate/USD/IDR 06-01-2016>

Pada tahun 2014, cost index 2014 y = 576

Perhitungan pada analisa ekonomi ini berdasarkan :

- Tahun pendirian pabrik (awal konstruksi) : 2021

- Tahun pabrik selesai didirikan : 2023

D.1.1 Perhitungan Harga Peralatan Proses

Harga peralatan proses pada perhitungan analisa ekonomi ini merupakan harga yang didapatkan dari <http://www.matche.com> yang memberikan harga dari Gulf Coast USA data yang diperoleh dari <http://www.matche.com> merupakan data tahun 2014
contoh perhitungan :

ETHANOL STORAGE TANK

Tipe = Standard dishd head

Bahan = SA-283 Grade C

Jumlah = 3 buah

Harga tahun 2014 = \$ 107.700,00 (sumber www.matche.com)

$$\text{Harga tahun 2021} = \frac{\text{index tahun 2021}}{\text{index tahun 2014}} \times \text{Harga tahun 2014}$$

$$= \frac{698,4}{576} \times \$ 107.700,00$$

= \$ 130.556,10

Cost Total (2021) = \$ 130.556,10 x Jumlah alat

= \$ 391.668,31

Semua harga peralatan didapat dari sumber www.matche.com (Tahun 2014) yang memberikan harga FOB dari Gulf Coast USA

Untuk harga alat secara lengkap, tertera pada tabel 2

Tabel 2. Harga Peralatan pada Pabrik DEC

No.	Kode	Nama Alat	Jumlah	Harga		Harga total thn 2021
				per unit 2014	per unit 2021	
1	F-111	Ethanol Storage Tank	3	\$ 107.700,00	\$ 130.556	\$ 391.668
2	F-112	Ethylene Oxide Storage Tank	2	\$ 759.200	\$ 920.318	\$ 1.840.635
3	G-112	CO ₂ Compressor	1	\$ 20.400	\$ 24.729	\$ 24.729
4	E-111	Heat Exchanger	1	\$ 82.300	\$ 99.766	\$ 99.766
5	H-112	Flash Separator	2	\$ 5.003	\$ 6.065	\$ 12.129
6	E-112	Heat Exchanger	1	\$ 62.800	\$ 76.127	\$ 76.127
7	R-210	Reactor	10	\$ 345.700	\$ 419.064	\$ 4.190.645
8	G-113	Compressor	1	\$ 27.800	\$ 33.700	\$ 33.700
9	E-113	Heat Exchanger	1	\$ 28.900	\$ 35.033	\$ 35.033
10	P-115	Pump	1	\$ 43.200	\$ 52.368	\$ 52.368
11	E-114	Heat Exchanger	1	\$ 63.700	\$ 77.218	\$ 77.218
12	E-115	Heat Exchanger	1	\$ 108.200	\$ 131.162	\$ 131.162
13	H-310	Flash Separator	1	\$ 31.000	\$ 37.579	\$ 37.579
14	P-316	Pump	2	\$ 18.000	\$ 21.820	\$ 43.640
15	D-310	Distillation Column	1	\$ 432.700	\$ 524.528	\$ 524.528
16	E-318	Condensor D-310	1	\$ 125.200	\$ 151.770	\$ 151.770
17	F-313	Accumulator D-310	2	\$ 19.200	\$ 23.275	\$ 46.549
18	P-317	Reflux pump D-310	1	\$ 11.900	\$ 14.425	\$ 14.425
19	E-335	Reboiler D-310	1	\$ 112.000	\$ 135.769	\$ 135.769
20	P-318	Pump	1	\$ 8.900	\$ 10.789	\$ 10.789
21	D-410	Distillation Column	2	\$ 144.200	\$ 174.802	\$ 349.604
22	E-419	Condensor D-410	1	\$ 37.600	\$ 45.579	\$ 45.579
23	F-416	Accumulator D-410	1	\$ 13.700	\$ 16.607	\$ 16.607
24	P-418	Reflux pump D-410	1	\$ 4.900	\$ 5.940	\$ 5.940

25	E-435	Reboiler D-410	2	\$	19.400	\$	23.517	\$	47.034
26	D-420	Distillation Column	1	\$	70.151	\$	85.038	\$	85.038
27	E-420	Condensor D-420	2	\$	53.200	\$	64.490	\$	128.980
28	F-417	Accumulator D-420	1	\$	50.800	\$	61.581	\$	61.581
29	P-420	Reflux pump D-420	1	\$	3.900	\$	4.728	\$	4.728
30	E-436	Reboiler D-420	2	\$	41.000	\$	49.701	\$	99.402
31	D-430	Distillation Column	1	\$	250.510	\$	303.673	\$	303.673
32	E-421	Condensor D-430	1	\$	57.800	\$	70.066	\$	70.066
33	F-418	Accumulator D-430	1	\$	54.300	\$	65.824	\$	65.824
34	P-421	Reflux Pump D-430	2	\$	6.300	\$	7.637	\$	15.274
35	E-437	Reboiler D-430	3	\$	19.300	\$	23.396	\$	70.188
36	E-422	Heat Exchanger	1	\$	8.200	\$	9.940	\$	9.940
37	F-418	DEC Storage	1	\$	83.100	\$	100.735	\$	100.735
38	E-423	Heat Exchanger	1	\$	8.200	\$	9.940	\$	9.940
39	F-419	Cellosolve Storage	1	\$	61.800	\$	74.915	\$	74.915
40	P-423	Pump	1	\$	12.300	\$	14.910	\$	14.910
41	D-440	Distillation Column	1	\$	426.120	\$	516.551	\$	516.551
42	E-419	Condensor D-440	2	\$	53.200	\$	64.490	\$	128.980
43	F-416	Accumulator D-440	1	\$	33.500	\$	40.609	\$	40.609
44	P-422	Reflux pump D-440	1	\$	3.700	\$	4.485	\$	4.485
45	E-435	Reboiler D-440	1	\$	43.600	\$	52.853	\$	52.853
46	E-424	Heat Exchanger	1	\$	36.700	\$	44.488	\$	44.488
47	F-421	Etilen Glikol Storage	1	\$	90.600	\$	109.827	\$	109.827
48	E-425	Heat Exchanger	1	\$	29.200	\$	35.397	\$	35.397
49	F-420	Etilen Karbonat Storage	1	\$	103.400	\$	125.344	\$	125.344
50	D-320	Distillation Column	1	\$	320.500	\$	388.517	\$	388.517
51	E-328	Condensor D-320	1	\$	53.200	\$	64.490	\$	64.490
52	F-323	Accumulator D-320	1	\$	20.400	\$	24.729	\$	24.729
53	P-319	Reflux pump D-320	1	\$	6.120	\$	7.419	\$	7.419
54	E-336	Reboiler D-320	1	\$	18.200	\$	22.062	\$	22.062
TOTAL						\$11.075.942			

D.1.2 Perhitungan Harga Peralatan Utilitas

Harga peralatan proses pada tahun 2021: \$ 11.075.942 = Rp 154.528.778.311

Harga peralatan utilitas pada tahun 2021: \$ 4.984.174 = Rp 69.537.950.240

Utilitas meliputi :

- 1 Steam, digunakan untuk proses pemanasan
- 2 Listrik, digunakan sebagai tenaga penggerak dari peralatan proses serta penerangan

Total harga peralatan = Harga peralatan + Harga peralatan utilitas

= Rp 224.066.728.550

Harga peralatan utilitas diperkirakan 45% dari Harga peralatan (Tabel 6.1 Coulson & Richadson)

D.2. GAJI KARYAWAN

Biaya untuk keperluan gaji karyawan selama satu bulan, dapat diperkirakan

Tabel 3. Daftar Gaji Karyawan Perusahaan

No.	Jabatan	Gaji / bulan	Jumlah	Jumlah
		(Rp)		(Rp)
1	Dewan Komisaris	70.000.000	5	350.000.000
2	Direktur utama	90.000.000	1	90.000.000
3	Dewan Direksi	50.000.000	6	300.000.000

4	Sekretaris Direktur	10.000.000	6	60.000.000
5	Manager	25.000.000	10	250.000.000
6	Sekretaris Manager	10.000.000	10	100.000.000
7	Superintendent	50.000.000	22	1.100.000.000
8	Supervisor	15.000.000	63	945.000.000
9	Staff	9.000.000	160	1.440.000.000
10	Operator	8.000.000	188	1.504.000.000
Total			471	6.139.000.000

Biaya untuk gaji karyawan selama sebulan Rp 6.139.000.000

Biaya untuk keperluan gaji selama setahun Rp 73.668.000.000

D.3. HARGA BAHAN DAN PENJUALAN PRODUK

D.3.1 Perhitungan biaya bahan baku

Tabel 4. Biaya Bahan Baku

No.	Bahan baku	Kebutuhan		Harga		Total harga
		per tahun		(\$)		(\$)
1	Etilen Oxide	696.770	ton	402	/ ton	280.101.508
2	Ethanol	878483	m3	900	/ m ³	790.634.909
3	KI	23	ton	42000	/ton	966.000
4	Sodium Ethoxide	47	ton	1540	/ton	72.380
Total						1.071.774.797

Biaya penyediaan bahan baku = \$ 1.071.774.797 per tahun

= Rp 14.953.134.019.022 per tahun

sumber harga : www.alibaba.com

<http://cvberlianjaya.web.indotrading.com/product/p15749.aspx>

<http://indonesian.alibaba.com/product-gs/factory-direct-sales->

D.3.2 Perhitungan harga pasaran produk

Tabel 5. Harga Penjualan Produk per Tahun

Pabrik ini memproduksi empat jenis produk, yaitu DEC, Etilen Glikol, Etilen Karbonat, dan Cellosolve. Berikut perhitungan hasil penjualan keempat produk tersebut.

No.	Produk	Produksi /tahun	Harga (\$)	Penjualan (\$/tahun)
1	DEC	229.395 ton	2100 / ton	481.729.248,00
2	EG	120.408 ton	1500 / ton	180.611.640,00
3	EC	1.172.184 ton	1400 / ton	1.641.057.264,00
4	Cellosolve	13.448 ton	1300 / ton	17.482.608,00
TOTAL				2.320.880.760,00

Hasil penjualan produk = \$ 2.320.880.760 per tahun

= Rp 32.380.348.143.330 per tahun

*Keterangan : DEC = Dietil Karbonat, EG = Etilen Glikol, EC = Etilen Karbonat

sumber harga :

<http://indonesian.alibaba.com/product-gs/fast-delivery-1-2-butanediol-1944673881.html>

D.4 ANALISA EKONOMI

Analisa ekonomi dimaksudkan untuk mengetahui apakah pabrik yang telah direncanakan layak untuk didirikan atau tidak. Untuk itu, perlu dilakukan evaluasi atau penilaian investasi, dengan mempertimbangkan hal-hal berikut ini :

1. Laju pengembalian modal (*Internal Rate of Return* , IRR)
2. Waktu pengembalian modal minimum (*Minimum Pay Out Period* , MPP)
3. Titik impas (*Break Event Point* , BEP)

Sebelum dilakukan analisa terhadap ketiga faktor diatas perlu dilakukan peninjauan terhadap beberapa hal sebagai berikut :

1. Penaksiran modal (*Total Capital Investment* , TCI) yang meliputi :
 - a. Modal tetap (*Fixed Capital Investment* , FCI)
 - b. Modal kerja (*Working Capital Investment* , WCI)
2. Penentuan biaya produksi (*Total Production Cost* , TPC) yang terdiri :
 - a. Biaya pembuatan (*Manufacturing Cost*)
 - b. Biaya Plant Overhead (*Plant overhead cost*)
 - c. Biaya pengeluaran umum (*General Expenses*)
3. Biaya Total

Untuk mengetahui besarnya titik impas (*BEP*) perlu dilakukan penaksiran terhadap

- a. Biaya tetap
- b. Biaya semi variabel
- c. Biaya variabel

D.4.1 Penentuan Investasi Total (*Total Capital Investment*, TCI)

D.4.1.1 Modal Tetap

A. Biaya Langsung (*Direct Cost*, DC).

1	Harga peralatan	100%	E	Rp	224.066.728.550	
2	Instalasi	47%	E	Rp	105.311.362.419	
3	Perpipaan	68%	E	Rp	152.365.375.414	
4	Elektrikal	11%	E	Rp	24.647.340.141	
5	Instrumentasi dan Kontrol	36%	E	Rp	80.664.022.278	
	<i>Free on Board (FOB)</i>			Rp	587.054.828.802	
6	Biaya angkutan kapal laut	8%	FOB	Rp	46.964.386.304	
	<i>Cost and Freight (C&F)</i>			Rp	634.019.215.106	
7	Biaya asuransi	1%	C&F	Rp	6.340.192.151	
	<i>Cost of Insurance & Freight (CIF)</i>			Rp	640.359.407.258	
8	Biaya angkut ke lokasi pabrik	10%	CIF	Rp	6.403.594.073	
9	Service fasilitas dan yard impr	30%	E	Rp	67.220.018.565	
10	Tanah	4%	E	Rp	8.962.669.142	+
Total Biaya Langsung (DC)				Rp	722.945.689.037	

B. Biaya tidak Langsung (*Indirect Cost*, IC)

1	Teknik dan supervisi	33%	E	Rp	73.942.020.422	
2	Biaya Konstruksi	41%	E	Rp	91.867.358.706	
3	Biaya Kontraktor	22%	E	Rp	49.294.680.281	
4	Biaya Peresmian	4%	E	Rp	8.962.669.142	
5	Biaya tak terduga	44%	E	Rp	98.589.360.562	+
Indirect Cost (IC)				Rp	322.656.089.113	
FCI = DC + IC						

$$\begin{aligned}
 &= \text{Rp } 722.945.689.037 + \text{Rp } 322.656.089.113 \\
 \text{FCI} &= \text{Rp } 1.045.601.778.150
 \end{aligned}$$

D.4.1.2 Modal Kerja (Working Capital Investment, WCI)

$$\begin{aligned}
 \text{WCI} &= 10\% \text{ TCI} \\
 \text{TCI} &= \text{FCI} + \text{WCI} \\
 &= \text{Rp } 1.045.601.778.150 + 10\% \text{ TCI} \\
 90\% \text{ TCI} &= \text{Rp } 1.045.601.778.150 \\
 \text{TCI} &= \text{Rp } 1.161.779.753.500 = \$83.271.257 \\
 \text{WCI} &= \text{Rp } 116.177.975.350
 \end{aligned}$$

Jadi :

$$\begin{aligned}
 \text{Modal tetap (FCI)} &\text{ Rp } 1.045.601.778.150 \\
 \text{Modal kerja (WCI)} &\text{ Rp } 116.177.975.350 + \\
 \text{Total investasi (TCI)} &\text{ Rp } 1.161.779.753.500
 \end{aligned}$$

Modal investasi terbagi atas :

1. Modal sendiri (equity)	20%	TCI	Rp	232.355.950.700
2. Modal Pinjaman Bank (loan)	80%	TCI	Rp	929.423.802.800

D.4.2 Penentuan Biaya Produksi (Total Production Cost, TPC)

A. Variable Product Cost (VPC)

1 Bahan baku (1 tahun)				Rp	14.953.134.019.022
3 Biaya supervisi	15%	15%	OL	Rp	11.050.200.000
4 Maintenance dan perbaikan	(2-10%)	10%	FCI	Rp	104.560.177.815.00
5 Utilitas		10%	TPC	Rp	1.185.378.689.100
5 Operating supplies(penyediaa	15%	15%	MR	Rp	15.684.026.672
6 Laboratorium	(10-20%)	20%	OL	Rp	14.733.600.000
7 Produk dan royalti	(0-6%)	6%	TPC	Rp	1.802.960.541.493 +
Total Variable Product Cost (VPC)				Rp	17.106.296.479.512

B. Biaya tetap (Fixed Charges, FC)

1.	Depresiasi (peralatan,bangunan)	10%	FCI	Rp	104.560.177.815	
2.	Pajak (2-4%)	4%	FCI	Rp	41.824.071.126	
3.	Tenaga kerja			Rp	73.668.000.000	
4.	Bunga			Rp	11.571.371.716	
5.	Biaya sewa				-	
6.	Asuransi	± 1%	1,0%	FCI	Rp	10.456.017.781 +
Total biaya tetap (FC)				Rp	242.079.638.439	

C. Biaya plant overhead (Plant Overhead Cost)

$$\text{Plant Overhead Cost (POC) (50-70\% 70\% OL Rp 51.567.600.000)}$$

$$\text{Total biaya pembuatan(MC) = DPC + FC + POC Rp 17.399.943.717.951}$$

D. Biaya pengeluaran umum (General Expenses)

1. Biaya administrasi	(15-25%)	25%	OL	329.168.273.396,81
2. Biaya distribusi dan penjualan	(2-20%)	20%	TPC Rp	6.009.868.471.643
3. Biaya R & D	(2-5%)	5%	TPC Rp	1.502.467.117.911
Total pengeluaran umum (GE)				Rp 7.841.503.862.951

Dimana :

$$\begin{aligned}
 \text{VPC} &= \text{Rp } 17.106.296.479.512 + 16\% \text{ TPC} \\
 \text{FC} &= \text{Rp } 242.079.638.439 \\
 \text{POC} &= \text{Rp } 51.567.600.000 + \\
 \text{MC} &= \text{Rp } 17.399.943.717.951 + 16\% \text{ TPC} \\
 \text{GE} &= \text{Rp } 329.168.273.397 + 25\% \text{ TPC} +
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{TPC} &= \text{Rp} & 17.729.111.991.348 &+& 41\% \text{ TPC} \\
 \text{TPC} &= \text{Rp} & 30.049.342.358.217 && \\
 \text{Sehingga :} &&&& \\
 \text{TPC} &= \text{Rp} & \mathbf{30.049.342.358.217} && \\
 \text{GE} &= & \mathbf{7.841.503.862.951,12} && \\
 \text{MC} &= \text{Rp} & \mathbf{22.207.838.495.266} &&
 \end{aligned}$$

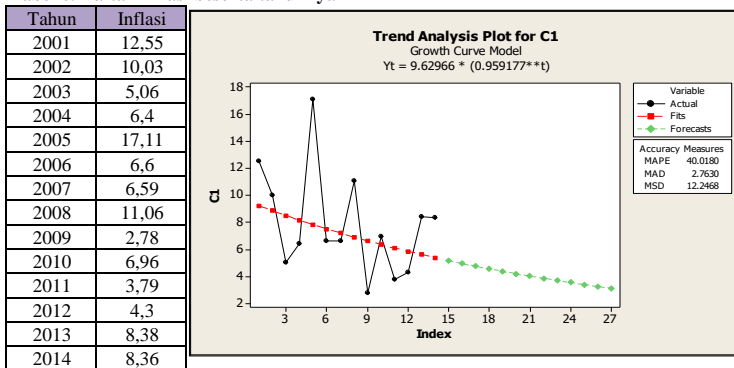
D.4.3 Analisa Ekonomi

Analisa ekonomi dilakukan dengan metode discounted cash flow yaitu cash flow yang nilainya diproyeksikan pada masa sekarang. Adapun anggapan yang dipakai sebagai berikut :

1. Modal
 - Modal sendiri = 20%
 - Modal pinjaman = 80%
2. Suku bunga bank = 9,9% per tahun (flat rate)

3. Laju inflasi =

Tabel 6. Daftar inflasi beserta tahunnya



Gambar 6.1 Perkiraan inflasi menggunakan *minitab software*

Tabel 7. Tabel perkiraan nilai inflasi

Forecast		
Tahun	Inflasi	%
2015	5,15	5,2%
2016	4,94	4,9%
2017	4,74	4,7%
2018	4,55	4,5%
2019	4,36	4,4%
2020	4,18	4,2%
2021	4,01	4,0%
2022	3,85	3,8%
2023	3,69	3,7%
2024	3,54	3,5%
2025	3,40	3,4%
2026	3,26	3,3%

2027	3,14	3,1%
2028	3,02	3,0%

4. Masa konstruksi 2 tahun
Tahun pertama menggunakan 50% modal sendiri dan 30% pinjaman
Tahun kedua menggunakan sisa modal pinjaman dan modal sendiri
5. Pembayaran modal pinjaman selama konstruksi dilakukan secara diskrit dengan cara berikut :
 - Pada awal masa konstruksi (awal tahun ke(-2)) dilakukan pembayaran sebesar 30% dari modal pinjaman untuk keperluan pembelian tanah dan uang muka
 - Pada akhir tahun kedua masa konstruksi (tahun(ke-1)) dibayarkan sisa modal pinjaman
6. Pengembalian pinjaman dalam waktu 10 tahun, sebesar 10% pertahun
7. Umur pabrik diperkirakan sebesar 10 tahun dengan depresiasi sebesar = 10% pertahun
8. Kapasitas produksi

Tahun I	=	65%
Tahun II	=	85%
Tahun III	=	100%
9. Pajak Pendapatan Badan Usaha (Pendapatan Kena Pajak)

Kurang dari	Rp	50.000.000,00	=	5%
	Rp	50.000.000,00	-	Rp 250.000.000,00 = 15%
	Rp	250.000.000,00	=	Rp 500.000.000,00 = 25%
Lebih dari	Rp	500.000.000,00	=	30%

UU No. 36 Tahun 2008 Tentang Pph dan Pajak pendapatan

Tentang Pajak Penghasilan Atas penghasilan dari Usaha Yang Diterima atau Diperoleh Wajib Pajak

D.4.3.1 Perhitungan biaya total produksi

Biaya produksi tanpa depresiasi = TPC - depresiasi
 = Rp 29.944.782.180.402,20

Tabel 8. Biaya Operasi untuk Kapasitas 65%, 80% dan 100%

No.	Kapasitas	Biaya operasi (Rp)
1.	65%	19.464.108.417.262
2.	80%	23.955.825.744.322
3.	100%	29.944.782.180.402

D.4.3.2 Investasi

Investasi total pabrik tergantung pada masa konstruksi. Investasi yang berasal dari modal sendiri akan habis pada tahun pertama konstruksi. Nilai modal sendiri tidak akan terpengaruh oleh bunga bank. Sehingga modal sendiri pada masa akhir masa konstruksi tetap.

Untuk modal pinjaman dari bank total pinjaman pada akhir masa konstruksi adalah :

Tabel 9. Modal Pinjaman Selama Masa Konstruksi

Masa Konstruksi	%	Modal pinjaman		
		Jumlah (Rp)	Bunga	Jumlah (Rp)
-2	0,3	278.827.140.839,99	0	278.827.140.840
-1	0,7	650.596.661.959,98	27.603.886.943	678.200.548.903
0			94.745.741.285	94.745.741.285
Modal pinjaman akhir masa konstruksi				1.051.773.431.028

Tabel 10. Modal Sendiri Selama Masa Konstruksi

Masa Konstruksi	%	Modal Sendiri		
		Jumlah (Rp)	Inflasi (%)	Jumlah (Rp)
-2	50%	116.177.975.350,00	0	116.177.975.350
-1	50%	116.177.975.350,00	4.662.384.800	120.840.360.150
0			9.511.877.629	9.511.877.629

Modal sendiri akhir masa konstruksi	246.530.213.129
-------------------------------------	-----------------

Total investasi pada akhir masa konstruksi = modal sendiri + modal pinjaman
= Rp 1.298.303.644.156,94

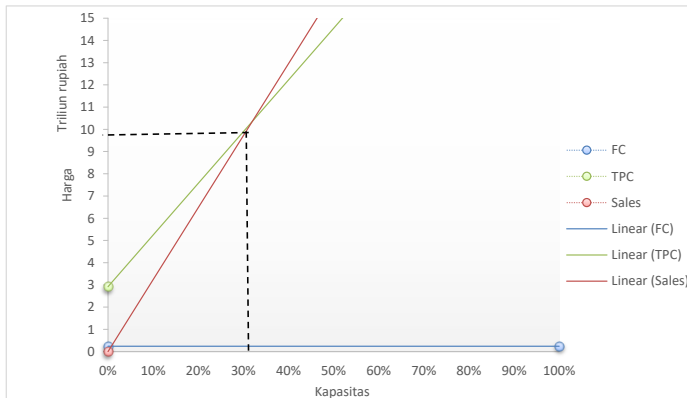
D.4.4 Analisa Titik Impas (Break Event Point BEP)

Analisa titik impas digunakan untuk mengetahui jumlah kapasitas produksi dimana biaya produksi total sama dengan hasil penjualan.

Tabel 11. Biaya FC, VC, SVC dan S

No	Keterangan	Jumlah
1.	Biaya Tetap (FC)	Rp 242.079.638.439
2.	Biaya Variabel (VC)	
	Bahan baku	Rp 14.953.134.019.022
	Royalty	Rp 1.802.960.541.493 +
		Rp 16.998.174.198.954
3.	Biaya semivariabel, SVC	
	Pengawasan, 3% TPC	Rp 901.480.270.747
	Pemeliharaan & perbaikan	Rp 104.560.177.815
	Operating supplies	Rp 15.684.026.672
	Laboratorium	Rp 14.733.600.000
	Plant Overhead Cost	Rp 51.567.600.000
	Pengeluaran Umum	Rp 7.841.503.862.951 +
		Rp 8.929.529.538.185
4.	Total Penjualan (S)	Rp 32.380.348.143.330

Kapasitas	0%	100%
Biaya tetap (FC)	Rp 242.079.638.439	Rp 242.079.638.439
Pengeluaran total (TPC)	Rp 2.920.938.499.894	Rp 26.169.783.375.578
Penjualan Total (Sales)	Rp -	Rp 32.380.348.143.330



Gambar 6.2 Penentuan BEP berdasarkan grafis

Terlihat Pada Grafik di atas bahwa BEP = 32 % kapasitas produk
Laba Bersih = Net Cash Flow saat pinjaman lunas
= Rp 1.627.283.433.675

$$\begin{aligned} \text{BEP} &= \frac{\text{FC} + 0,3 \times \text{SVC}}{\text{S} - 0,7 \times \text{SVC} - \text{VC}} \times 100\% \\ &= 32,0 \, \% \end{aligned}$$

D.4.5 Analisa Waktu Pengembalian Modal (Pay Out Time, POT)

Penghitungan payback period dilakukan dengan rumus:

Payback Period = $n + (a-b)/(c-b) \times 1$ tahun

Dimana:

n = tahun terakhir dimana jumlah arus kas masih belum bisa menutup investasi mula-mula

a = jumlah investasi mula-mula

b = jumlah kumulatif arus kas pada tahun ke n

c = jumlah kumulatif arus kas pada tahun ke n+1

Untuk menghitung waktu pengembalian modal, maka dihitung akumulasi modal sebagai berikut :

Tabel 9. Cumulative Cash Flow

Tahun ke-n	Cummulative Cash Flow (USD)
0	-1.161.779.753.500
1	-1.721.693.612.759
2	-1.990.891.185.201
3	-1.789.691.757.263
4	-1.052.404.159.335
5	242.227.094.755
6	2.116.310.503.596
7	4.592.841.810.777
8	7.695.739.611.274
9	11.449.882.386.762
10	11.566.060.362.112

Dengan cara interpolasi linier antara tahun ke = 4 dan 5

Maka diperoleh waktu pengembalian modal = 4,75 tahun

D.4.6 Perhitungan Internal Rate of Return (IRR)

$$\sum \frac{\text{CF}}{(1+i)^n} = \text{total modal akhir masa konstruksi}$$

Dimana : n : tahun

CF : cash flow pada tahun ke-n

Internal rate of return berdasarkan discounted cash flow adalah suatu tingkat bunga tertentu

dimana seluruh penerimaan akan tepat menutup seluruh jumlah pengeluaran modal

Cara yang dilakukan adalah dengan trial I, yaitu laju bunga

Tabel 10 Trial Laju Bunga (i)

Tahun ke-n	Cash Flow (CF)	i = Discounted Factor	i2 =	35,00%
1	-559.913.859.259	0,740740741		-4,14751E+11
2	-269.197.572.443	0,548696845		-1,47708E+11
3	201.199.427.939	0,406442107		81775919499
4	737.287.597.928	0,301068228		2,21974E+11
5	1.294.631.254.090	0,223013502		2,8872E+11
6	1.874.083.408.841	0,165195187		3,0959E+11
7	2.476.531.307.182	0,122366805		3,03045E+11
8	3.102.897.800.497	0,090642078		2,81253E+11
9	3.754.142.775.488	0,06714228		2,52062E+11

10	116.177.975.350	0,049735022	5778114169
Total		1,000	1,18174E+12

Dari perhitungan di atas, diperoleh nilai I = 35,00% per tahun. Harga I yang diperoleh lebih besar dari harga I untuk pinjaman modal pada bank. Hal ini menunjukkan bahwa pabrik layak untuk didirikan dengan kondisi suku bunga sebesar = 9,90% per tahun

Analisa Ekonomi Pabrk DEC

Biaya start-up :

1. FCI (*fixed capital investment*) : Rp 1.045.601.778.150,00 /10 tahun
2. WCI (*working capital investment*) : Rp 116.177.975.350,00 / 10 tahun +
3. TCI (*total capital investment*) : **Rp 1.161.779.753.500,00 /10 tahun**

Biaya Produksi

1. VPC (*variable product cost*) : Rp 17.106.296.479.512,00 /10 tahun
2. FC (*fixed charged*) : Rp 242.079.638.439,00 /10 tahun
3. POC (*Plant Overhead Cost*) : Rp 51.567.600.000,00 /10 tahun
4. GE (*general expenses*) : Rp 7.841.503.862.951,00 /10 tahun +
5. TPC (*total production cost*) : **Rp 30.049.342.358.217,00 /10 tahun**

$$\begin{aligned}
 \text{Total All Production Cost} &= \text{TCI} + \text{TPC} \\
 &= \text{Rp 1.161.779.753.500,00 /10 tahun} \\
 &\quad \text{Rp 30.049.342.358.217,00 /10 tahun} + \\
 &\quad \text{Rp 31.211.122.110.000,00 /10 tahun}
 \end{aligned}$$

$$\text{Total Penjualan} : \text{Rp 32.380.348.143.330,00 /10 tahun}$$

Harga Jual

1. DEC (Dietil Karbonat) : 2100 US \$ /ton
2. EG (Etilen Glikol) : 1500 US \$ /ton
3. EC (Etilen Karbonat) : 1400 US \$/ton
4. Cellosolve : 1300 US \$/ton

$$\begin{aligned}
 \text{Gross Earning (Laba Kotor)} &: \text{Total Penjualan} - \text{Total All Production Cost} \\
 &: \text{Rp 32.380.348.143.330,00 /10 tahun} \\
 &: \text{Rp 31.211.122.110.000,00 /10 tahun} - \\
 &: \text{Rp 1.169.226.033.000,00 /10 tahun} \\
 &: \text{Rp 116.922.603.300,00 / tahun}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Laba Bersih} &: \text{Laba Kotor} - \text{Pajak Pendapatan} \\
 &\text{Rp 116.922.603.300,00 / tahun} \\
 &\text{Rp 35.076.780.990,00 / tahun} - \\
 &\text{Rp 81.845.822.310,00 / tahun}
 \end{aligned}$$